



TITLE:

下水汚泥焼却システムのエネルギー
効率化に関する研究(
Dissertation_全文)

AUTHOR(S):

田崎, 光雄

CITATION:

田崎, 光雄. 下水汚泥焼却システムのエネルギー効率化に関する研究. 京都大学, 2011, 博士(工学)

ISSUE DATE:

2011-11-24

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r12605>

RIGHT:

下水汚泥焼却システムの
エネルギー効率化に関する研究

2011 年

田 崎 光 雄

目 次

1章 はじめに	1
2章 下水汚泥焼却炉における流動層の適用に関する基礎研究	3
2-1 緒言	3
2-2 流動層形状・最小流動化速度の確認実験	3
2-2-1 実験方法	4
2-2-2 実験結果と考察	7
2-3 空気分散ノズルの開発	15
2-3-1 実験方法	15
2-3-2 実験結果と考察	16
2-4 流動空気分散装置の開発	19
2-4-1 分散装置の構造	19
2-4-2 解析方法	20
2-4-3 解析結果および考察	25
2-5 結言	31
参考文献	
3章 流動層システムのエネルギー効率化	33
3-1 緒言	33
3-2 乾燥－流動方式によるエネルギー効率化	33
3-2-1 乾燥－流動システムのフロー	33
3-2-2 実験方法	35
3-2-3 測定方法	35
3-2-4 測定結果と考察	35
3-2-5 乾燥－流動方式と直接流動方式の比較検討	38
3-3 燃焼制御によるエネルギー効率化	43
3-3-1 流動層炉の燃焼特性	43
3-3-2 現状の制御方法の課題	45
3-3-3 実証プラントのファジイ制御実験	45
3-3-4 実証プラントのファジイ制御実験結果と考察	49
3-3-5 納入機の制御結果と考察	53
3-4 結言	57
参考文献	

4 章 廃熱回収によるエネルギー効率化	59
4-1 緒言	59
4-2 熱交換器の高温腐食	60
4-2-1 揮発性 CL の発生量	60
4-2-2 熱交換器付着物と材質検討	64
4-2-3 伝熱管温度と減肉量	68
4-3 高温熱交換器の研究開発	70
4-3-1 空気予熱器のトラブルと原因究明	71
4-3-2 管板の冷却	75
4-4 結言	79
参考文献	
5 章 蒸気乾燥機内の汚泥の挙動に関する研究	81
5-1 緒言	81
5-2 実験装置と実験方法	82
5-2-1 乾燥機の構造	82
5-2-2 実験方法	83
5-3 結果および考察	85
5-3-1 機内含水率分布	85
5-3-2 機内保有固形物量	86
5-3-3 乾燥速度	87
5-3-4 汚泥滞留時間の解析	88
5-3-5 槽列モデル解析	89
5-3-6 乾燥速度の再検討	93
5-4 結言	94
参考文献	
6 章 汚泥中の N 分の挙動に関する研究	97
6-1 緒言	97
6-2 HCN の発生と抑制	98
6-2-1 実験方法	98
6-2-2 実験結果と考察	102
6-2-3 まとめ	108
6-3 NO _x の発生と抑制	109
6-3-1 実験方法	109
6-3-2 実験結果と考察	111

6-3-3 まとめ	119
6-4 N ₂ Oの発生と抑制	119
6-4-1 実験方法	120
6-4-2 実験結果と考察	121
6-4-3 N ₂ O低減化シュミレーション	126
6-4-4 低減化の効果	128
6-4-5 まとめ	128
6-5 結言	133
参考文献	
7 章 焼却炉排ガス中のダイオキシンに関する研究	136
7-1 緒言	136
7-2 ダイオキシン発生状況	136
7-2-1 調査方法	136
7-2-2 測定方法	138
7-2-3 測定結果と考察	138
7-3 結言	144
参考文献	
8 章 焼却灰中の重金属の溶出抑制に関する研究	146
8-1 緒言	146
8-2 集塵装置による重金属類の溶出量の変化	147
8-3 溶出抑制ラボテスト	149
8-3-1 消石灰・鉄塩添加法	149
8-3-2 硫酸第一鉄+チオ硫酸ナトリウム法	152
8-4 ベンチスケール規模の実験	158
8-4-1 実験装置	158
8-4-2 実験方法	159
8-4-3 分析方法	160
8-4-4 結果と考察	160
8-5 As、Se、Cdの溶出防止メカニズム	164
8-6 結言	165
参考文献	
9 章 循環流動床炉の研究	167
9-1 緒言	167

9-2 下水汚泥単独燃焼	167
9-2-1 パイロットプラント実験	167
9-2-2 実験結果と考察	169
9-3 実機での運転結果	175
9-4 固形廃棄物との混焼	176
9-4-1 実験装置および実験方法	177
9-4-2 結果と考察	178
9-5 結言	183
参考文献	
10 章 おわりに	186
謝辞	189
参考資料添付：熱収支計算書、 FEM 解析図	190

1 章 はじめに

下水道普及率は、2008 年末時点で 72.7%¹⁾に達しており、それに伴い汚泥の発生量は固形物基準で約 180 万トン²⁾に達している。下水汚泥の処理や有効利用は様々な方法で行われている。1972 年のロンドン条約の締約国である日本は海上投棄処分を行うことが出来なくまた国土が狭いため陸上処分にも限界があるため下水汚泥処理の主流は焼却処理であり、最終的に発生した焼却灰を建築・土木資材に利用している。したがって、エネルギー消費量が少なく環境負荷の少ない効率的な処理が望まれている。

1985 年頃から下水汚泥焼却炉として多段炉に変わり普及し始めた流動層炉は、2003 年時点で全国の下水汚泥焼却炉の 80%以上を占め、基数で 224 基¹⁾に増加している。流動層は、化学工業の分野で 100 年以上前から反応器、分級器等で使用されていたが汚泥焼却炉の分野に適用するにあたり流動阻害を防止するためにテーパ型流動層の研究開発を行った。テーパ型流動層の文献はほとんどなく小型コールドモデルで流動層の基礎数値の確認をまず行い、テストプラントで燃焼特性の研究を行って小型炉、中型炉の設計と建設を行った。大型炉の設計で最も困難であったのは熱応力・熱膨張を受ける分散板の設計であった。その問題を解決するために有限要素法(FEM解析)を用いて熱応力が最も低くなる形状設計を行うことによって大型炉を開発した。

次に流動層システムのエネルギー効率化をはかるために乾燥－流動システムの経済性の評価を実機の調査で行った。また熟練した運転員の操作と同様の燃焼制御(ファジィ制御)によってエネルギーの効率化と排ガスのクリーン化を目指した。

乾燥－流動システムが優位性を発揮するには乾燥機が安定して運転できることが基本である。粘着性の高い下水汚泥の乾燥は、化学工場で使用されている乾燥機では難しく汚泥が乾燥機内で付着成長しない乾燥機が必要であった。焼却・熔融処理の前処理乾燥機として間接加熱式の蒸気乾燥機を開発し、20～200m² 機までは既開発済みであった。乾燥速度の高い大型機を開発するために現状の乾燥機内の汚泥の動きを把握することが必要であった。そのためトレーサを乾燥機内に投入し槽列モデルの解析によって乾燥機内各ゾーンの滞留時間、汚泥の戻り量、送り出し量、乾燥速度などを解析し能力アップのための基礎データを収集する研究を行い大型機的设计に活用した。

汚泥流動層炉の廃熱回収で最も重要な機器である熱交換器は、高温の排ガスと接する部分は温度、熱応力などで過酷な条件になる。近年、地球温暖化ガスの亜酸化窒素(N₂O)削減のため炉内温度を 800℃から 850℃に上げる運転操作が要求されている³⁾ので更に過酷な条件になり高温条件に耐える高温熱交換器の研究開発を行い所定の効果を上げた。また発生を考慮しておくべき塩素による熱交換器の高温腐食についての研究は、脱水機の薬注によって塩素の発生し易い条件が存在する

こと、伝熱管温度と腐食量、付着物、材質などについて詳細な研究と調査を行った。

流動層焼却炉から排出される排ガスについては、汚泥以外の他の燃料には少量しか含有していないが汚泥中の含有量が高い窒素(N)分の挙動に関する研究を行った。燃料中に含まれるN分は、燃焼過程で空気中の酸素と反応してNO_xなど、また不完全燃焼によってHCNなどの有害ガスを発生する。そのため汚泥中のN分がHCN、NH₃、NO_x、N₂Oに変化し分解する条件を実験によって把握した。

都市ごみ焼却炉で問題になったダイオキシンについても発生状況について実機で調査を行った。排ガス中のダイオキシンの再合成を抑制するために排ガスの急冷と低温で除塵する装置の採用によって焼却灰から重金属が溶出する事例が多くなっている。重金属の発生を抑制するために化学薬品を添加し重金属の溶出を防止する技術を開発するためにラボテスト、ベンチスケール規模の実験機で溶出防止とそのメカニズムの解明を行った。

最後に下水汚泥焼却分野では実績は少ないが石炭を燃料とする発電では採用されている循環流動層炉について研究を行った。循環流動層は、設置スペースが少なく大都市圏で気泡流動層炉の更新に対応し易いことと補助燃料に使用されているオイルなどに代る廃棄物燃料との混焼に適した炉であると推察された。まず下水汚泥単独燃焼で下水汚泥の燃焼特性を把握した。さらに廃棄物固形燃料との混焼による燃焼実験を行い補助燃料として使用されていたオイルやガスに代わって廃棄物燃料が使用可能かどうかの研究を行った。枯渇が心配されている化石燃料に代わって廃棄物燃料が使用可能であれば近い将来、循環流動層炉は、気泡流動層炉に代る有力な焼却炉になる可能性があると考えられる。

限りある資源を少しでも有効に使用することは全人類にとって永遠のテーマであり、環境分野の業務や研究に携わる者はさらにクリーン化を追求する必要がある。その観点から本論文は、流動層炉本体の設計から前処理乾燥機、廃熱回収用の熱交換器、汚泥中のN分の挙動、焼却灰からの重金属類の溶出防止、循環流動層による固形廃棄物との混焼と幅広い研究・開発課題で構成されている。

参考文献

- 1) 国土交通省、資源の道委員会、資源のみち実現にむけて-報告書、2007
- 2) 社団法人日本下水道協会、平成20年度版 下水道統計、2009
国土交通省、「下水道施設計画・設計指針と解説」、2002

2 章 下水汚泥焼却炉における流動層の適用に関する基礎研究

2-1 緒 言

流動層を汚泥焼却分野に適用するにあたり最も懸念された問題は、含水率が高く発熱量も低い汚泥を炉に投入するために流動層の下部にある分散板上に汚泥が堆積し流動障害を起こすことであった。流動層炉は、1920 年代にドイツの Winkler によって活性炭を製造する技術として利用され、その後パウダーコーティングや石炭燃焼ボイラーや石炭ガス化炉などに用いられた技術であり長い歴史を有する。汚泥焼却分野では、1974 年に東京都南多摩処理場で初めて採用され比較的歴史は新しく汚泥による流動障害に対する論文などは皆無であった。

一般的に流動層は、円筒型が多く用いられ文献等に記載されている形状もほとんどが円筒型であった^{1),2)}。その傾向は、現在も続いており比較的最近の発表論文として、1998 年に「テーパ付き流動層の流動化特性」として豊原らの報告³⁾があるのみである。

著者らは民間の汚泥焼却炉として噴流炉の実績を有しており、噴流層の汚泥破碎効果と内部に熱容量の大きな砂を有する流動層の安定化を取り入れた流動層炉を研究開発することにより、前述の懸念を解決出来ると考えた。噴流炉の下部は流速を上げるためにテーパ状に絞った構造であり、この形状を流動層下部に適用した。

まずコールドモデル実験でテーパ型と円筒型との特性について確認し、流動に関する基礎数値の収集を行った。その結果に基づき設計したテーパ型の中型実機で、実働状態での流動基礎数値の再確認を実施して、常温と高温での各数値の比較と円筒型の文献計算値と整合性があるかの検証を行った。

流動層の空気分散部は、(燃焼用)空気を砂層内に均一に分散させると共に分散ノズル以外からの空気のリークを防ぐ役割があり、この部分の材質を耐久性の高い金属製分散装置とした。分散装置は、高温空気にさらされるので熱応力をうまく逃がさないと破損につながり流動媒体の落下を引き起こし流動層が形成されなくなる。大型炉の設計時に、この分散部の構造を有限要素法を用いて解析し最適形状を求めて設計にフィードバックした。その後、空気分散に劣るが構造が簡単なパイプ分散方式についても研究し、実機に応用した。

2-2 流動層形状・最小流動化速度の確認実験

図 2-1 に示す様に円筒型は、流動層部分の軸方向の断面積が同じであり流動層部分の温度がほぼ同じであるとする挿入空気の流速に変化はない。

一方、テーパ型は、層内軸方向の断面積が異なることにより軸方向で流速変化を生じ、最下部の空気分散部で最も流速が早く、円筒型と比較するとこの部分

に汚泥が堆積して流動阻害を起こしにくいと考えられた。

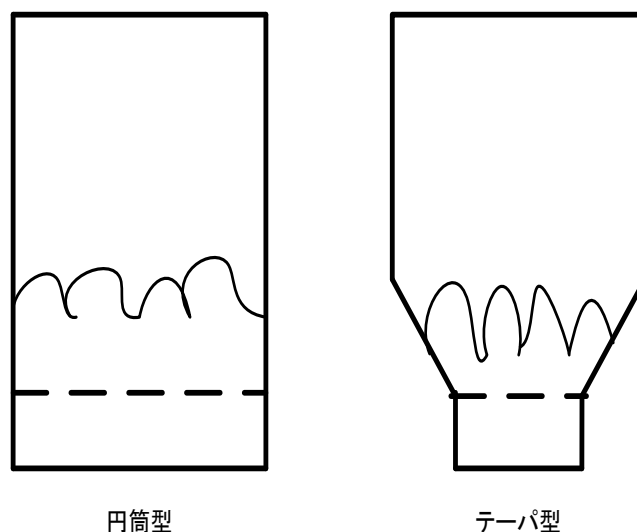


図 2-1 流動層の形状

まずコールドモデルによる実験で、円筒型、テーパ型流動層のそれぞれ流動化状態、最小流動化速度などを調べてどちらのタイプが下水汚泥焼却に向いているかを調べ、テーパ型にする場合は、分散部と円筒部(フリーボード部)の直径比を決定することを目的とした。

次に実稼働中の中型炉(50t/日炉)を用いて、テーパ型中型流動層と小型コールドモデル及び冷風と熱風とで最小流動化速度などの基本特性に相違が生じるかどうかの検証を行った。

最終的に文献から得られた円筒型の最小流動化速度の計算式により求めた値が、テーパ型に適合するかどうかをテーパ型の実験値と比較し検証した。

2-2-1 実験方法

小型コールドモデルによる実験と中型実機によるコールドとホット状態での確認実験を行った。

(1) コールドモデル実験

図 2-2、2-3 に示す透明塩化ビニルを用いたコールドモデルを製作し実験を行った。また内部状況を目視で確認すると共にビデオ撮影を行い、内部状況の再確認を行うことを可能にして目視の誤認を防いだ。表 2-1 にコールドモデルの形状を示す。

表 2-1 コールドモデル形状

円筒部塔径	A	mm	200
円筒部高さ	C	mm	1600
分散板部径	B	mm	φ 200, 150, 100
流動媒体	—	—	4 号珪砂
1/2テーパ角度	θ	°	15

砂層上部とフリーボード下部、砂層下部と風箱は、容易に着脱できる様にフランジ接続にした。テーパ型は、傾斜角度を砂の安息角(max65°)以上になるように75°以上とし、図2-3に示す通りテーパ角度(2θ)の1/2を15°とした。($\theta=15^\circ$)

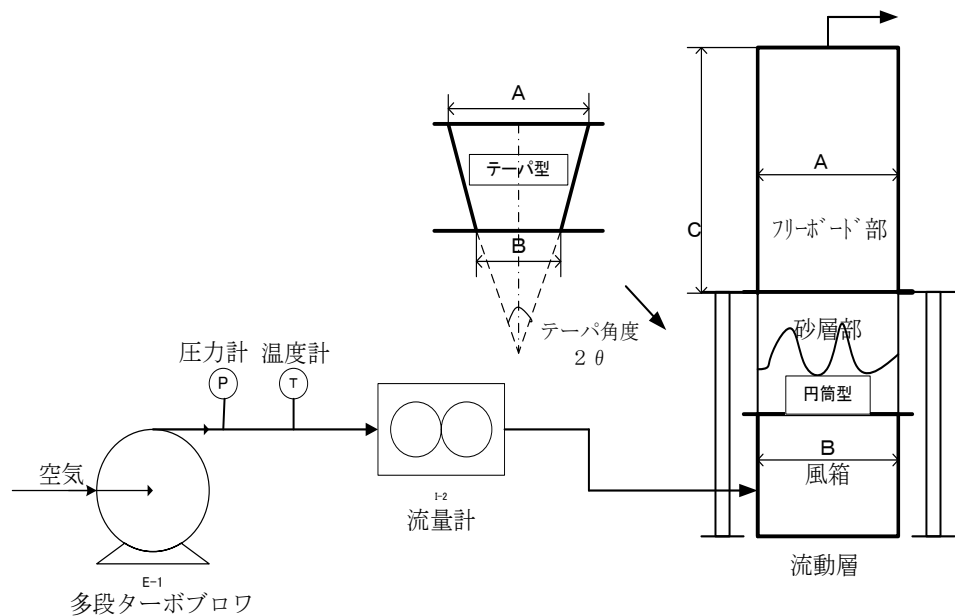


図 2-2 コールドモデル実験装置

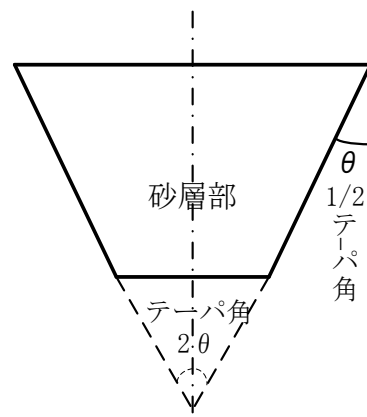


図 2-3 テーパ角度

流動媒体は、4号珪砂（実測定値で平均粒子径約0.9mm、安息角60～65°）の珪砂を用いた。砂層高さは、 $\phi 200\text{mm}$ の円筒型を径と同じ高さ200mm、テーパ型では、円筒部径(200mm)と同じ断面積に50mmをプラスした高さ、分散部径 $\phi 100\text{mm}$ で約240mm、分散部径 $\phi 150\text{mm}$ で約140mmとした。

(2) 中型炉での実験

コールドモデルでは、冷間状態でしかデータを取れないので、50T/日規模の中型炉を用い、流動空気を常温、高温の状態にして各々データを取った。

中型炉の概要は、図2-4と表2-2の通りである。コールドモデルでテーパ型の優位性が確認できたのでテーパ型形状とし、同様に分散部とフリーボード部の直径比を1:1.6として設計した。

コールドモデルと異なり外壁は鋼板製で、内部は耐火レンガ・耐火キャストブル製なので、側面からの状況観察は不可能であった。したがって、最小流動化速度は、分散板部の空塔速度を増加させても砂層部の圧力損失が一定値になるポイントを実測して、その時の空塔速度とした。

完全流動化速度は、フリーボード部のマンホール（600mm²）から砂の動きを目視し砂の動きが激しく入れ替わる状況になった時点での分散板部の空塔速度を完全流動化速度とした。

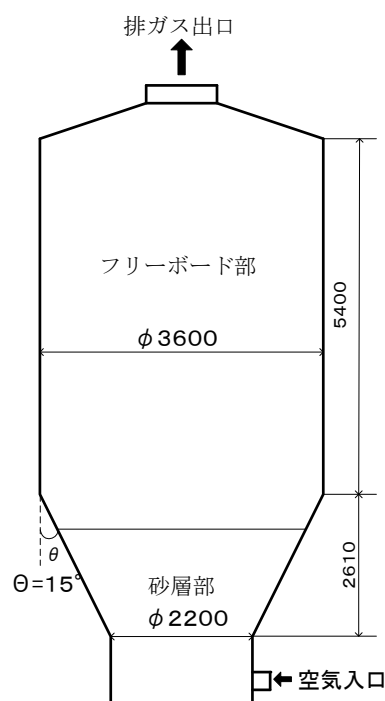


表 2-2 中型流動層炉の概要

分散板径	mm	$\phi 2200$
テーパ角度	°	15
テーパ部高さ	mm	2610
フリーボード部径	mm	$\phi 3600$
フリーボード部高さ	mm	5400
下水汚泥処理量	t/日	50
汚泥含水率	%	80～85
燃焼空気温度	°C	約600
燃焼空気量	Nm ³ /h	約2840
フリーボード温度	°C	約800

図 2-4 中型流動層炉概要

2-2-2 実験結果と考察

(1) コールドモデル実験結果と考察

①最小流動化速度

空塔速度を分散板での速度((流量測定値/分散板断面積) $=U_0$)とし、空塔速度と分散板の圧力損失を事前に測定し、風箱とフリーボードの圧力の差から分散板の圧力損失を引いた値を砂層部圧力損失とした。

最小流動化速度は、空塔速度を増加しても砂層部圧力損失が一定値になった時点の空塔速度とし、ビデオによりその前後での砂層の状況を確認し砂の流動を確認した。その結果テーパ型は、分散板近くでは少量の空気量で流動を開始するが砂層上方では砂の動きは見られず、空塔速度を増加させると依然砂層部圧力損失も上昇傾向にあり最小流動化速度に達していない状況が続いた。その後、流速を上げて行くと砂層が、全体的に流動状態になる傾向を示した。

一方円筒型は、空塔速度を増加させて行くと砂層全体がほぼ同時に流動を開始する傾向にあった。これは、テーパ型の場合、図 2-5 に示す様に砂層下部は、流速が早く砂は流動状態になるが上部に行くに連れて、径が増加するので全体的に空気が周辺部に回り込みその結果、流速が遅くなるので砂層上部では砂は流動状態にはならなかったためと考えられる。

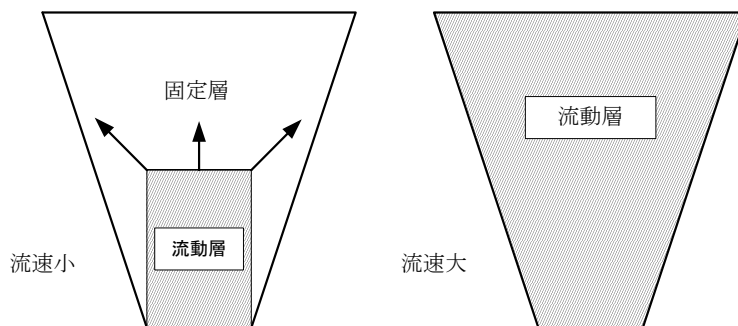


図 2-5 テーパ型流動状態の変化

表 2-3, 図 2-6 に円筒型とテーパ型の最小流動化速度(U_{mf})の測定結果を示す。 U_{mf} を分散板における空塔速度(U_0)で表すと円筒型が最も低い数値であった。当然のことであるが、分散板の断面積は円筒型が最大であり円筒型が最小風量で流動化する意味ではない。テーパ型、円筒型共に同じ断面積である砂層上部の空塔速度(U_f)で比較するとテーパ型は、 $U_f=0.26\sim0.27\text{m/sec}$ 、円筒型は、 $U_f=0.38\text{m/sec}$ でありテーパ型が、円筒型より低い傾向を示し、円筒型の約 30%少ない空気量で流動化を開始する結果になった。

表 2-3 流動化開始速度

	分散板径 ϕ mm	分散板空塔速度 $U_0=U_{mf}$ m/sec	砂層上部空塔速度 U_f m/sec	空気量 $\times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{sec}$
テーパ型 $\theta = 15^\circ$	100	1.06	0.27	8.48
	150	0.46	0.26	8.17
円筒型	200	0.38	0.38	11.9

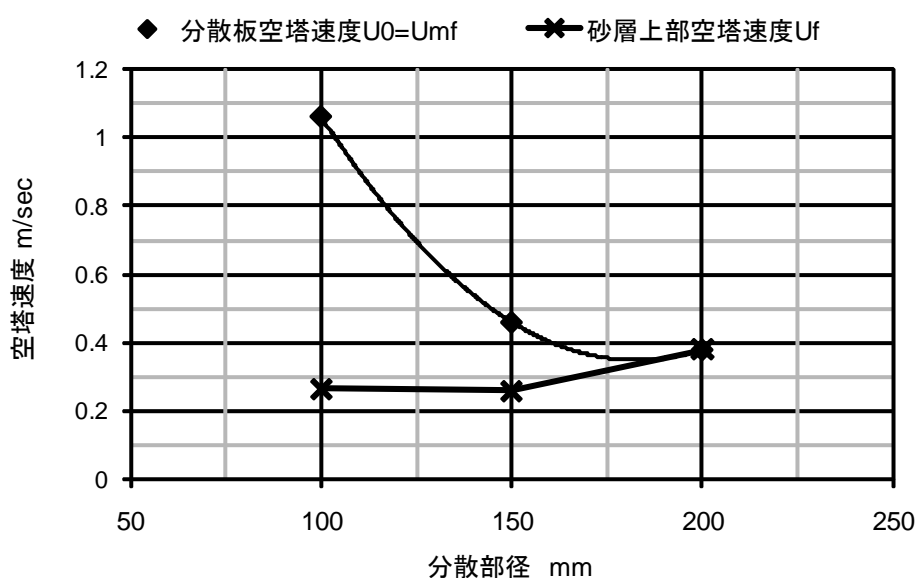


図 2-6 流動開始時の分散板・砂層上部空塔速度

②完全流動化速度

実装置では含水率の高い脱水汚泥を投入するので、流動阻害を発生しない様に最小流動化速度より速い領域で、流動媒体がダイナミックに層全体で動く必要がある。

砂層が層全体で動き始める速度を完全流動化速度 (U_{pf}) と定義し、実稼働時の設計風速を U_{pf} 以上になる様に設計することにした。したがって、 U_{mf} より U_{pf} の方が、設計上重要な数値である。

完全流動化状態での速度を空気分散部での空塔速度 (U_{pf})、砂層上部での空塔速度 (U_{pfu}) とすると表 2-4、図 2-7 に示す様に円筒型とテーパ型とは U_{pfu} で大きな差があり、テーパ型の U_{pfu} は円筒型より低い値を示し、特に下部径を絞った $\phi 100\text{mm}$ ではその傾向が顕著に出ている。

表 2-4 完全流動化開始速度

	分散板径 ϕ mm	分散板空塔速度 $U_0=U_{mf}$ m/sec	砂層上部空塔速度 U_f m/sec	空気量 $\times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{sec}$
テーパ型 $\theta=15^\circ$	100	1.08	0.27	8.48
	150	0.67	0.38	11.9
円筒型	200	0.56	0.56	17.6

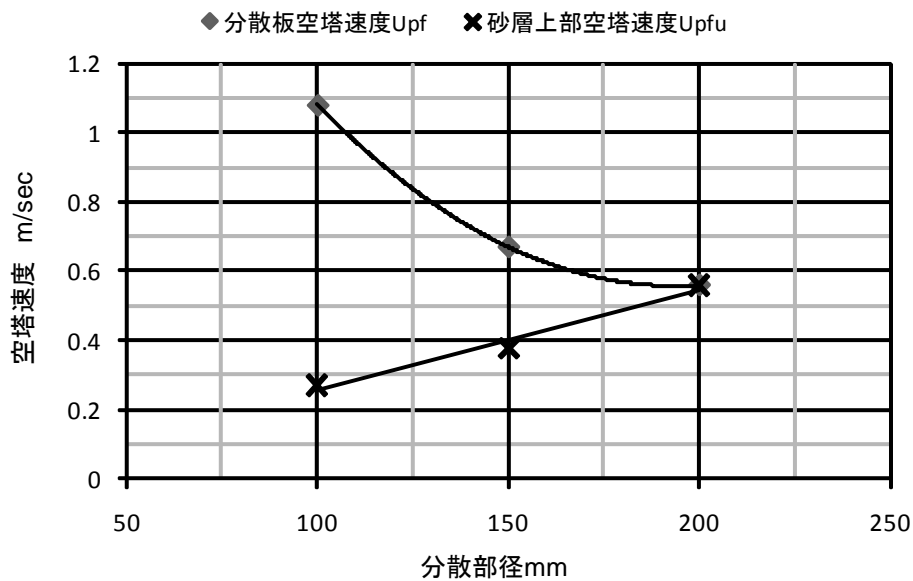


図 2-7 完全流動時の分散板・砂層上部空塔速度

これは、テーパ型は軸中心の砂が上方に大きく動くと共に中心から外周部に向けて動くことにより砂層全体がダイナミックな動きを行うためである。言い換えれば、流速が U_{pf} に達すると、層下部では流速が早く噴流層と同様にジェット流で砂は吹きあがる様な激しい動きとなっており、層上部では断面積の増加に伴い流動媒体が層周辺部に分散し周辺部の砂の動きも激しくなる。また軸心部の流速は減少するが、周辺部よりは早く、砂は軸中心部から真上に上昇した後に外周部へ、外周部から上方へ移動して砂密度の低くなった軸中心部の下方へと砂全体が激しく動く現象が観察された。円筒型とテーパ型の砂の動きの模式図を図 2-8 に示す。

U_{pf} を分散板通過時の実風量に換算すると $\phi 100\text{mm}$ まで絞った形状は、風量が少なくて済むが U_{pf} を少し超えた空塔速度では噴流層に近く流動が不安定で空気の吹き抜け現象が起こることがあった。

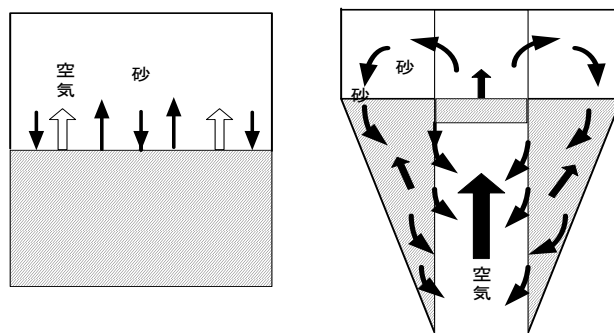


図 2-8 円筒型とテーパ型の砂の動き

分散部と円筒部との直径比は 1/2 が限界であり、それ以上であれば流動も安定化し、円筒型より少ない風量で完全流動化速度に達することが可能であり下水汚泥焼却炉としてテーパ型流動層を選択した。

③砂層分散部と円筒部の最適な直径比

汚泥を焼却する実際の炉ではフリーボードでは汚泥中の水分がガス化し排ガス量が砂層部より大幅に増加するのでフリーボードの断面積を大きくする必要がある。含水率 80%の汚泥を想定し汚泥固形物当たりフリーボード部の排ガス増加量を試算した結果を表 2-5 に示す。

表 2-5 分散部とフリーボード部空気量比較

	温度 ℃	空気量 Nm ³ /kgds	汚泥中水分量 Nm ³ /kgds	合計 Nm ³ /kgds	実ガス m ³ /kgds
分散部	500~600	5.72	0	5.72	16.2
フリーボード部	800	5.72	4.98	10.7	42.1

条件：汚泥含水率80%、低位発熱量16.8Mj/kgds、空気過剰率1.3（補助燃料使用料は無視する）

砂層分散部と比較して実空気量が約 2.6 倍増加するので、フリーボード部直径を砂層分散部直径より面積比で約 2.6 倍、直径比で約 1.6 倍大きくする必要がある。円筒部径 $\phi 200\text{mm}$ のコールドモデルに適用すると $\phi 200/1.6=125\text{mm}$ となり分散部径 $\phi 125\text{mm}$ となる。コールドモデルの実験結果、図 2-6, 2-7 から分散板部で $U_{mf}=0.7\text{m/sec}$, $U_{pf}=0.85\text{m/sec}$ となり、円筒型の空気量の 60%の $10.4 \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{sec}$ で完全流動化できる。

(2) 中型炉での実験結果と考察

図 2-9、2-10 に中型炉での空塔速度と砂層圧力損失のグラフを示す。
図中の砂層高さは分散板からの高さで表わしている。分散ノズルは分散板から

100mm 上方にあるので 100mm はデッドスペースになる。砂層圧損を計算する際には砂層高さを 100mm 減じて計算しノズル部分の内径を $\phi 2250\text{mm}$ として計算した。 $\phi 2200 + 2 \times (100 \times \tan 15^\circ) = 2253\text{mm} \rightarrow 2250\text{mm}$

(圧力の単位は文献, 実験データと整合性を保つために次の単位を使用した。

mmAq, kgf/m^2 SI 単位との換算は、 $\text{mmAq} = \text{kgf/m}^2 = 9.81\text{Pa}$)

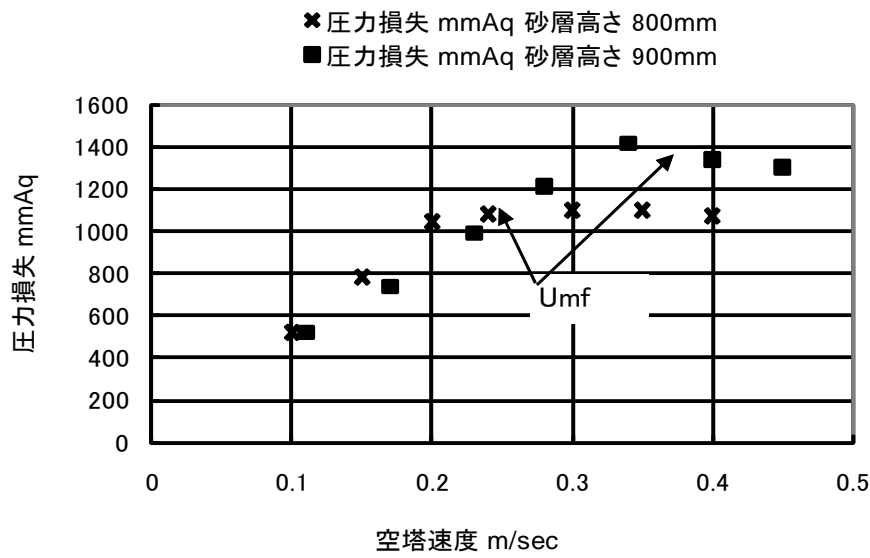


図 2-9 砂層圧力損失 空気温度 60°C

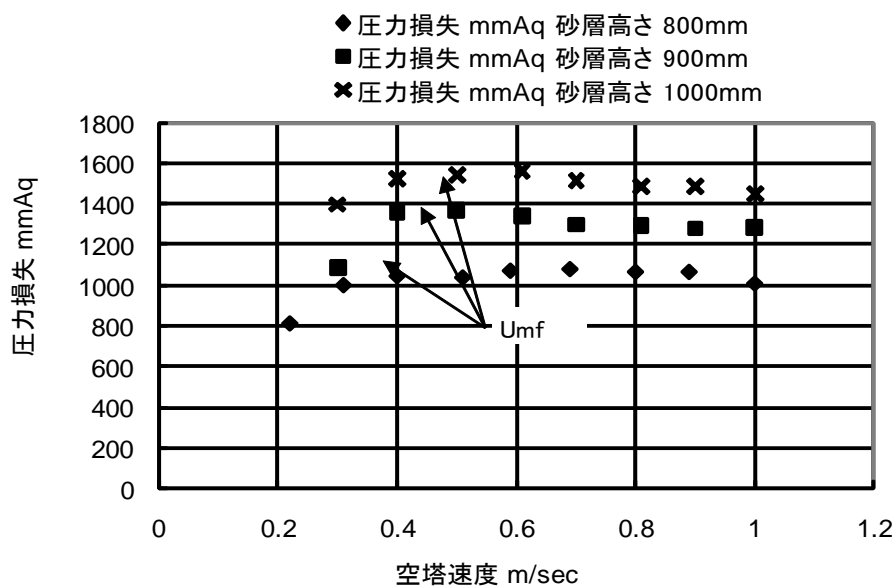


図 2-10 砂層圧力損失 空気温度 550°C

①最小流動化速度・完全流動化速度

図から最小流動化速度は、60℃でテーパ最下部の空塔速度で $U_{mf}=0.2\sim 0.4\text{m/sec}$ 、550℃で $U_{mf}=0.3\sim 0.4$ であった。また 60℃、高温時ともに層高が高い方が U_{mf} が大きくなる傾向があるが後述する(2-4)式より理論的には層高には影響を受けないので誤差の範囲内と推察された。ただし、層高が低すぎると中心部を空気が吹き抜け(バブリング)、高すぎると層が持ち上がる(スラギング)を起こし層内圧損が変動するがその様な現象は発生しなかった。炉内部の観察により完全流動化速度 U_{pf} は、 U_{mf} の約 2 倍の $U_{pf}=0.7\text{m/sec}$ で完全に砂が入れ替わる状況が観察された。

U_{mf} の測定結果は、中型では小型コールドモデルの測定値の約 1/2 であった。小型と中型でこの様に大きな差ができた原因として、分散ノズルによる空気の分散が小型に比較して中型の方が均一化できたためと考えられる。中型モデルの分散ノズルは約 700 本と多数のノズルを配置したが小型コールドモデルは、分散板径 $\phi 100$ で 1 本、 $\phi 150$ で 3 本、 $\phi 200$ で 4 本と少ないノズルしか配置出来なかったために流動用空気の均一分散に難があり、分散ノズルから噴出した高速の空気の多くが直ぐに容器の壁に当り壁沿いにショートパスしたために U_{mf} の値が大きくなったと推察された。

②砂層圧力損失

砂層の高さを 800、900、1000mm と変化させ、砂層が流動状態になり一定値に達した状態の砂層部圧力損失をまとめて表 2-6 に示す。

砂層部圧力損失は、砂のない状態で分散板の空塔速度と圧力損失のデータを取り、風箱の静圧からフリーボードの静圧と分散板の圧力損失を引いた値で求めた。

表 2-6 砂量と圧力損失

砂高さ H	mm	800	900	1000
ノズル部からの高さ	mm	700	800	900
砂全重量 W	kg	5250	6140	7060
分散板ノズル部 断面積 A	m^2	3.976		
ノズル上面 円筒部砂重量 W1	kg	4453	5089	5726
圧力損失計算値①	mmAq	1320	1544	1776
圧力損失計算値②	mmAq	1120	1280	1440
圧力損失実測値	mmAq	1080	1300	1450

砂かさ密度=1.6t/m³

表 2-6 の圧力損失計算値①= W/A は、砂の全重量(W:kg)を分散部ノズル部分の炉内断面積(A: m^2)で割った値であり、圧力損失計算値②= $W1/A$ は、ノズル部分の炉内断面積 A を円筒形の断面積とし、高さを砂高さ H(mm)とした円筒形に入っ

ている砂重量(W1)を断面積(A : m²)で割った値である。圧力損失計算値①の砂重量は、図 2-11 の左図に、圧力損失計算値②の砂重量は、図 2-11 の右図の模式図に相当する。

圧力損失の実測値は、計算値②とほぼ同じ値を示しておりテーパ型流動層の圧力損失は、下部分散板部の面積を断面積とした円筒形で考えると良いことがわかった。言い換えるとこの円筒部分の砂重量を下部分散板部の断面積で割った値で求めることが出来る。

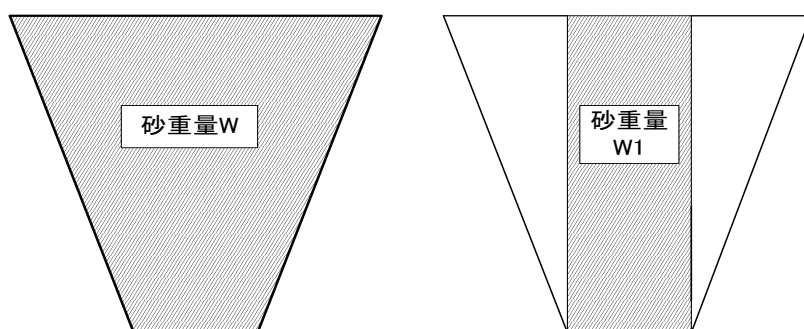


図 2-11 圧力損失計算に用いる砂重量

(3) 最小流動化速度の検証

実験の測定値の妥当性を評価するために下記に示す流動化速度の検証を行った。文献では^{1),2)}実際に使用出来るまでブレイクダウンを行っていないので、ここでは、実際に活用する過程を詳細に述べる。

固定層や充填層などの粉粒体層の圧力損失として、Ergun らの式^{3),4)}を用いる。

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{1 - \varepsilon}{\phi_s D_p \varepsilon^3} \left[150 \frac{(1 - \varepsilon) \mu_f U}{\phi_s D_p} + 1.75 \rho_f U^2 \right] \quad (2-1)$$

ΔP : 層内圧力損失 mmAq, L : 静止層高 m

ε : 空隙率 —, ϕ_s : 形状係数 —

D_p : 代表粒子径 m, μ_f : 流体粘度 kg/(m・sec)

ρ_f : 流体密度 kg/m³, ρ_p : 粒子密度 kg/m³

g : 重力加速度 m/sec², U : 空塔速度 m/sec

U_{mf} : 流動化開始速度 m/sec, ε_{mf} : 流動化開始時層空隙率

Re_{mf} : 流動化開始時レイノルズ数—, Ar : アルキメデス数 —

流速が増加して圧力損失がちょうど粒子全重量(W)を支える値で、流動化を開始

するので、層の断面積を A とすると円筒型では、 $\Delta P = W/A$ になり、厳密にいえば前述のテーパ型の $\Delta P = W_1/A$ と異なるが取り合えずここでは円筒型の式に準ずると考える。

$$\frac{\Delta P}{L} = (1 - \varepsilon)g(\rho_p - \rho_f) \quad (2-2)$$

(2-1)、(2-2) 式で $U = U_{mf}$ 、 $\varepsilon = \varepsilon_{mf}$ とおき替え、(2-4) 式のレイノルズ数, (2-5) 式のアルキメデス数を使用して整理すると (2-3) 式になる。

$$1.75 \frac{\rho_f}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf}^2 + 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf} - \text{Ar} = 0 \quad (2-3)$$

$$\text{Re}_{mf} = \left(\frac{\rho_f}{\mu_f} \right) D_p U_{mf} \quad (2-4)$$

$$\text{Ar} = \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f)}{\mu_f^2} D_p^3 g \quad (2-5)$$

(2-3) 式の二次方程式の解を解くと (2-6) 式が導かれる。

$$\text{Re}_{mf} = \sqrt{\left(\frac{42.9(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s} \right)^2 + \left(\frac{\phi_s \varepsilon_{mf}^3}{1.75} \text{Ar} \right)} - \left(\frac{42.9(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s} \right) \quad (2-6)$$

$$= \sqrt{\left(\frac{42.9 \times b}{a} \right)^2 + \left(\frac{\text{Ar}}{1.75 \times a} \right)} - \left(\frac{42.9 \times b}{a} \right) \quad (2-6)'$$

$$a = \frac{1}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3}, \quad b = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3}$$

Wen-Yu^{5) 6) 7)} は、 $a=14$, $b=11$ を求めているのでこれを用いて (2-6)' 式に代入するとレイノルズ数は、(2-7) 式となる。

$$\text{Re}_{mf} = \sqrt{(33.7)^2 + 0.0408 \text{Ar}} - 33.7 \quad (2-7)$$

4 号硅砂(代表粒子径 0.0009m)で、常温(30℃)の場合と 550℃の場合のそれぞれの流体粘度、密度から Ar 数、 Re_{mf} を求めて、(2-4) 式より U_{mf} を算出した結果を表 2-7 に示す。

表 2-7 の最小流動化速度範囲は、Wen-Yu の式から求めた場合に $\pm 35\%$ の範囲の誤差がある⁵⁾ ことから計算値に $\pm 35\%$ の範囲を設けた。また小型コールドモデル・中型テーパ型炉での実験結果と計算値を表 2-8 にまとめて示す。表中の直径比は、

2-2-2 の(1)の③で述べた分散部とフリーボード部の比を表わしている。

表 2-7 最小流動速度計算値

項 目	単位	30℃	550℃
粒子径	m	0.0009	
粒子密度	kg/m ³	2500	
流体粘度 ⁸⁾ μ_f	kg/m・sec	0.000019	0.000038
流体密度 ⁸⁾ ρ_f	kg/m ³	1.17	0.43
アルキメデス数 Ar	—	57859	5318
レイノルズ数 Remf	—	25.4	3.1
最小化流動速度 Umf	m/sec	0.459	0.302
同 速度範囲	m/sec	0.30 ～ 0.62	0.20 ～ 0.41

表 2-8 最小流動化速度実測値と計算値

	計算値	小型モデル	小型モデル	小型モデル	中型モデル
形状	円筒	円筒	テーパ	テーパ	テーパ
直径比	1	1	1/1.3	1/2	1/1.6
常温 m/sec	0.3～0.62	0.38	0.46	1.06	0.2～0.4
550℃ m/sec	0.2～0.41	—	—	—	0.3～0.4

小型コールドモデルの円筒形状は、計算値の範囲内であったがテーパ形状の直径比 1/2 は範囲外の数値であった。図 2-6 のデータから常温での計算値 0.3～0.62m/sec に適合する分散板径は、 $\phi 130 \sim \phi 200\text{mm}$ であり直径比が 1/1.54～1/1 であった。中型モデルの場合は、常温、高温(550℃) どちらの場合も計算値の範囲内にあった。中型モデルのテーパ角 30°、直径比 1.6 であれば円筒型の最小流動化速度の計算式が使用可能であることが判明し、テーパ型流動層の設計にこの式を使用することができることがわかった。

2-3 空気分散ノズルの開発

空気分散ノズルは、流動層下部風箱から送入する流動用空気(燃焼用空気を砂層に均一に分散するために重要な役割を担っている。分散ノズルに求められる性能は、以下の 4 項目である。

- ① 圧力損失が極力少ないこと
- ② 均一な空気分散が行えること
- ③ 目詰りが発生しないこと
- ④ 流動層の停止時に砂が落下しないこと

ノズル形状は、ノズル形状による変化をみるためにオリフィスタイプとパイプ分散ノズルの二方式で圧力損失を求める実験を行い、参考文献から空気分散ノズルの圧力損失を求める計算式を導きだした。

2-3-1 実験方法

オリフィスタイプの圧力測定は、図 2-12 に示す様に分散板前後の静圧を長さ 1.5m のU字管に水を入れて測定した。パイプ分散ノズルは、100A のパイプに切り穴を多数設け大気開放したパイプノズルのパイプ入口の圧力を測定した。オリフィスタイプは、図 2-4 に示した 50t/日の中型炉を用いて常温空気および 550℃ の熱風で測定した。パイプノズルは、常温空気のみで測定した。各ノズルの形状を図 2-13 に示した。ノズル穴径は、オリフィスタイプ $\phi 4\text{mm}$ 、パイプノズル $\phi 8\text{mm}$ で測定した。

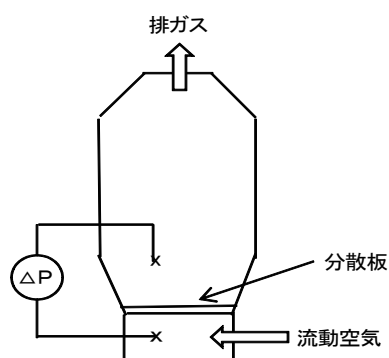


図 2-12 圧力測定

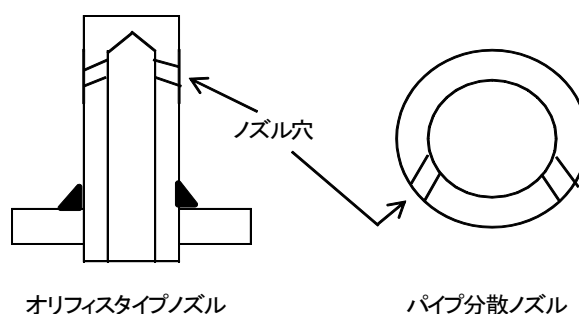


図 2-13 空気ノズル

2-3-2 実験結果と考察

(1)オリフィスタイプ

50t/日炉の常温、熱風条件下でのデータを図 2-14 に示した。

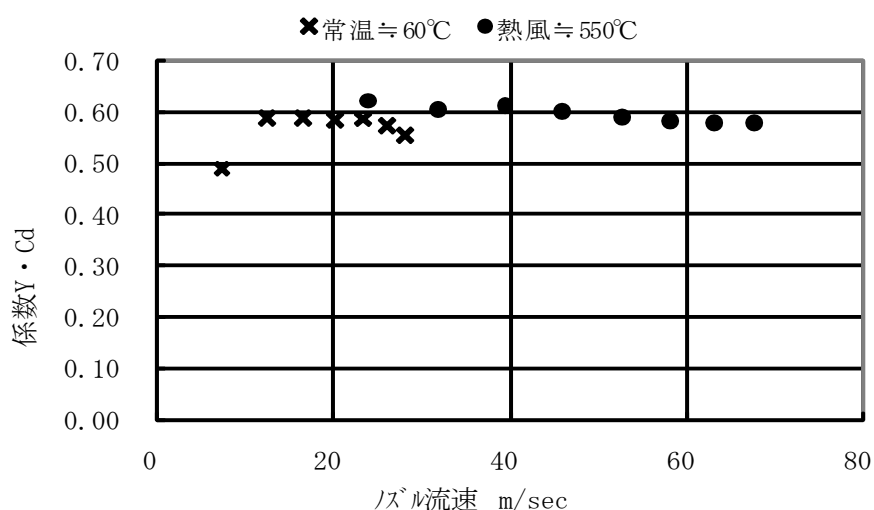


図 2-14 ノズル流速 VS. $Y \cdot C$

常温条件ではブロワーによって外気の空気温度がブロワー出口で 60℃に上昇

した。図に示した係数 YC は、次の様にして求めた。オリフィスを通過する流速を U_d とすると圧力損失 ΔP_d は、圧縮性、粘性の影響を考慮し Kunii の式¹⁾を用いた。

$$U_d = YC \sqrt{\frac{2g\Delta P_d}{\rho_f}} \quad (2-8)$$

Y	:	膨張補正係数	—
C	:	オリフィス流量係数	—
U_d	:	オリフィス断面積当りの速度	m/sec
ΔP_d	:	オリフィス圧損	kgf/m ²
ρ_f	:	流体密度	kg/m ³

(2-8)式より圧力損失は次の式になる。

$$\Delta P_d = \frac{\rho_f}{2g} \left(\frac{U_d}{YC} \right)^2 \quad (2-9)$$

気体の膨張補正係数 Y は、(2-10)式になる⁹⁾。

$$Y = 1 - (0.41 + 0.35 \beta^4) \Delta P_d / (\kappa P) \quad (2-10)$$

β : 絞り直径比

κ : アイゼントロピック指数(空気 $\kappa = 1.40$ ¹⁰⁾)

絞り直径比 = 0.025 ~ 0.45、 $\Delta P_d = 200 \sim 1000$ kgf/m² の条件を(2-10)式に代入して計算すると膨張補正係数 Y は、 $Y = 0.999491 \sim 0.999974$ であり、 $Y = 1.00$ に近似できた。

実験データから逆に、 $Y \cdot C$ を求めると(2-11)式になる。

$$YC = C = U_d \times \sqrt{\frac{\rho_f}{\Delta P_d \times 2g}} \quad (2-11)$$

冷間、熱風条件でのデータをまとめると図 2-14 になり、実験値として $C = 0.59$ の結果が導き出された。

したがって、 ΔP_d は(2-12)式になる。

$$\Delta P_d = \frac{\rho_f}{2g} \left(\frac{U_d}{0.59} \right)^2 \quad (2-12)$$

U_d を空塔速度 U_o に置き換えると

$$\Delta P_d = \frac{\rho_f}{2g} \left(\frac{U_o}{0.59 \times r} \right)^2 \quad r : \text{開孔率}/100 \quad (2-13)$$

ΔP_d は、高い程、流動が安定化するが、省エネルギー（ブロワー動力）の観点からは低い程望ましい。コールドモデルは、ノズル圧力損失を 200mmAq で行ったが目視で問題のないことを確認し、砂層での圧力損失を 2000～3000mmAq とすると分散板圧損は、砂層圧損の 10%程度である $\Delta P=200\sim300\text{mmAq}$ を分散ノズルの設計値とした。

(2) パイプ分散ノズル

測定結果を図 2-15 に示した。ノズル流速と圧力損失からオリフィスタイプと同様にと (2-8) 式の $Y \cdot C$ を求めた。

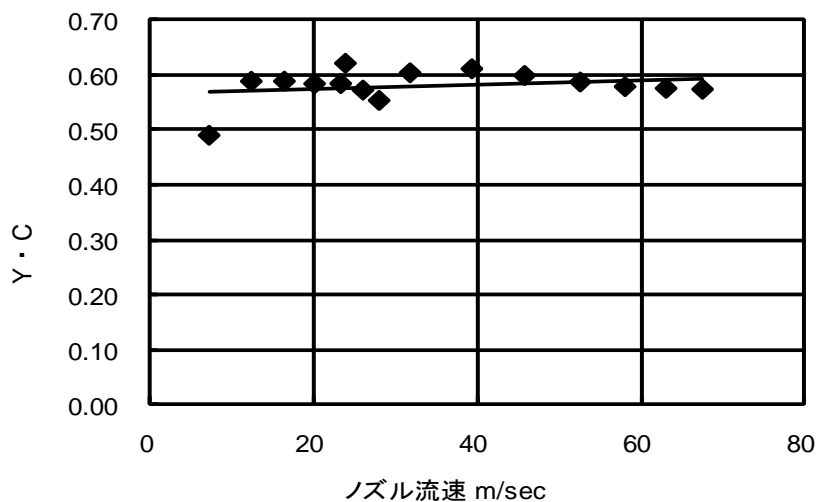


図 2-15 パイプ分散装置ノズル流速と $Y \cdot C$

図 2-15 は、図 2-14 とほぼ同じ $Y \cdot C$ の値を示した。ノズル流速 40m/sec～70m/sec で、 $Y \cdot C=0.59\sim0.60$ であり、オリフィスタイプと同様に $Y=1.0$ とすると $C=0.59\sim0.60$ であった。

したがって、パイプ分散ノズルもオリフィスタイプのノズルと同じ計算式で同じ係数を用いることができることが判明した。

(3) 分散状態

実稼働状態の流動層の観察からパイプ分散ノズルよりオリフィスタイプノズルを有する方式の方が砂の流動状態は良好であった。これは、オリフィスノズルは砂層分散部全体に均一にノズルを配しているが、パイプ分散ノズル方式は数本のパイプを砂層部に配するのみで、オリフィスタイプと比較してノズル配置が不均一であることによると考えられた。

(4) 砂の落下防止

流動空気停止時にノズルから砂の落下を防止するためにノズル開口穴の方向を水平方向から 30° 以上の角度を下部方向に設けることにより砂の落下を防止できた。

分散ノズルの実験によってオリフィス、パイプ分散ノズルの圧力損失に必要な係数を把握しノズルに必要な性能を満足できる設計が可能になった。

2-4 流動空気分散装置の開発

砂層の最下部に設置する分散装置は、分散板と空気分散ノズルから構成されており、砂の重量を支え、下部風箱から挿入した空気を分散ノズルから砂層全体に分散させる役割を担っている。また下部から挿入する空気を炉内外に漏らさず分散ノズルからのみ噴出させるエアーシールの役割を担っている。運転中は、下部風箱から約 600°C の燃焼用空気に晒される過酷な条件にあり、熱膨張による伸びをスムーズに逃がし、熱応力の発生を最小限にすることが設計上の課題であったが、中型流動層 (50t/日炉) ではリブなどの溶接部に亀裂と大きな変形が発生しこの課題は未解決であり、大型炉を設計する上で大きな課題であった。この課題を解決するために熱応力解析を行い発生する熱応力を最小限にする分散装置を開発することを目的とした。

2-4-1 分散装置の構造

分散装置は、図 2-16 に示す様に下部の風箱と上部の砂層を分割する分散板と分散ノズルで構成されている。

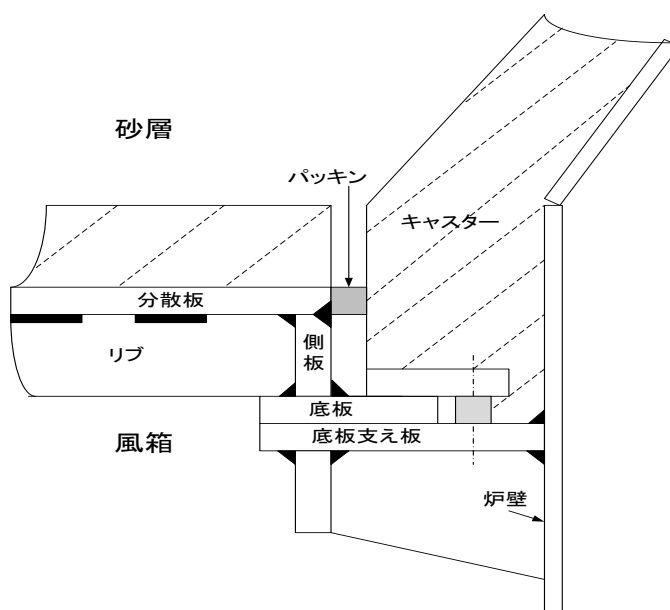


図 2-16 分散部構造図

砂の重量を分散板で支えられる様に補強部材として分散板下部にリブを取り付けた。分散板全体を支える底板支え板は、炉ケーシングに溶接で接合した。分散板の底板背面と底板支え板上面の面接触部は、両面機械加工仕上げを行って、燃焼空気のマテリアルシールと分散部の熱膨張による伸びをスムーズに逃がせる構造にした。

流動層炉を大型化する場合、分散装置は、分散板底板と底板支え板部の機械加工を行っているのでその部分の分解や現地溶接施工が不可能である。分解できないために輸送上の問題と大型であるために発生する熱応力も大きく、熱応力の集中を如何に避けるかが大きな課題であった。

240t/日炉規模の大型流動層炉は、分散部の径が約 $\phi 4600$ 程度になる。輸送上の問題は、設置する場所に依存するが海上輸送を用いることにより対応可能である。しかし分散板に発生する熱応力をどの様にして逃がして行くかが設計上の大きな課題となった。この課題を解決するために有限要素法 (FEM : Finite Element Method) を用いて熱応力解析を行い構造などについて検討を行い設計に反映した。まず 50t/日炉の実機を F.E.M. 解析し、解析結果と実際の分散板の状況確認との照合を行うことにより解析結果の検証を行い、その解析手法を 240t/日炉の解析に利用しリブ本数やリブ高さなどの最適化設計を実施した。

2-4-2 解析方法

(1) 分散板部の従来設計法は、分散板底板部を支点とし、分散板とリブを梁とする静的な(熱応力を考慮しない)強度計算で板厚とリブ本数、リブ高さを決定していたが熱応力によって亀裂などの問題が発生していた。力学的にはリブ高さが高いほど荷重条件は緩和され、熱応力的にはリブ高さは低い方が熱応力条件は緩和されると推察された。そこでその両方を取り入れた構造解析として FEM 解析を行いリブ高さなどの最適値を選択した。

まず 50t 炉と 240t 炉を従来法で計算したリブ本数、リブ高さの条件で FEM 解析を行い応力値を求める。50t 炉はその解析結果と実機の目視確認結果が合致するかどうかの現地調査を行い解析の妥当性を確認した。次に妥当性の確認できた FEM 解析条件を用いて 240t/炉の従来設計法で求めた設計値をベースにして最も応力値が少なくなるリブ本数、高さを解析し設計値を再度見直しを行った。

(2) 解析用ソフト・ハード

FEM 解析のソフトウェアは、サイバネットシステム(株)製の ANSYS Ver. 4.4 を用いた。このソフトは、①プリプロセッサ (構造のモデル化と各要素に物理的な性質を割り当て連立方程式を生成)、②ソルバー (連立方程式を解く)、③ポストプロセッサ (データを処理して可視化しディスプレイに表示) の 3 要素をパッケージ化した構造解析用のソフトウェアであった。

コンピュータは解析速度を上げるために(株)クボタ・コンピュータ製のミニコン

ピュータ TITAN3000 を使用した。

(3)境界条件

1)モデル形状

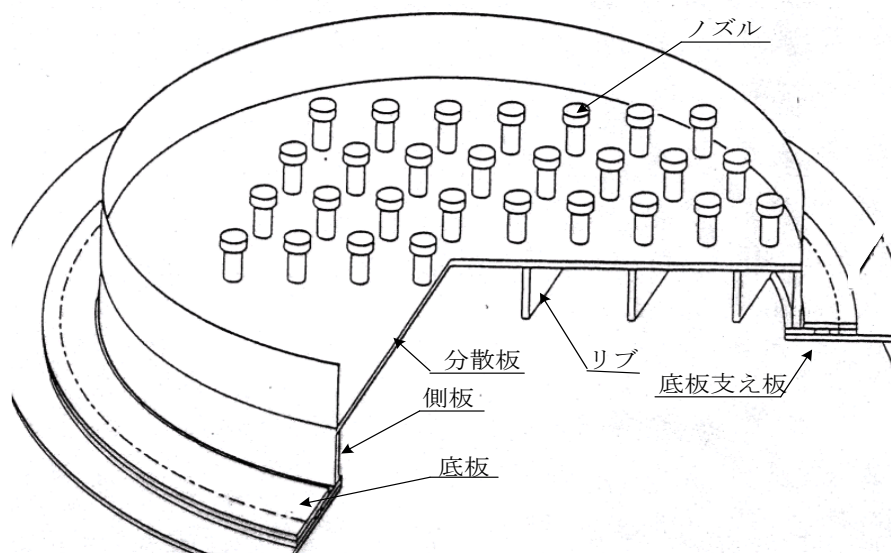


図 2-17 分散板構造図

図 2-17 に示した分散板の概略構造は、下記の 5 つの部分から構成される。

- ①分散板（分散板上面）：この部分で砂層の荷重を支える。同時にこの分散板上に無数に設置しているノズルから噴出する流動空気です砂を流動させる。
- ②底板：この部分で分散板全体を支える。流動空気をノズル以外から出さない様にこの底板と底板支え板はお互いに機械加工で平滑面を形成させてマテリアルシールの役割をさせている。底板支え板は、炉のケーシングに溶接で接合している。
- ③リブ：分散板を支える重要な役割を持っている。この部分で亀裂などの問題が発生し構造的な課題がある。
- ④側板：分散板と分散板底板を繋ぐ円筒形の外周部分で、分散板と底板に溶接接合している。
- ⑤ノズル：25A(外径 $\phi 34\text{mm}$)パイプの横面に $\phi 4\text{mm} \times 8$ 個の穴をあけたノズルを分散板に多数(表 2-9)設置して空気を均一に分散させている。

解析は、50t／日炉用の分散板と 240t／日炉用の分散板(仮設計)とで実施した。其々の形状的な仕様を表 2-9 に示す。

表 2-9 分散板形状比較

項 目	単位	50t/日炉	240t/日炉
分散板の径×板厚	mm	φ 2250×25	φ 4600×30
底板の径	mm	φ 2560×23	φ 5020×27
リブ,側面高さ×板厚	mm	175×25	550×30
リブ本数	mm	4	12
リブピッチ	mm	350	350
ノズル個数	個	約700	約2700

2)解析条件

荷重条件、温度境界条件、判定条件を表 2-10, 2-11, 2-12 に示す。

表 2-10 荷重条件 (1kgf/mm²=9.8MPa)

砂層分布荷重	0.006kgf/mm ² (59KPa)
分散板自重	考慮
砂層圧損、分散板圧損	無視
底板支持法	下面移動支持

砂層高さを最大 2m とすると砂による荷重は、0.0032kgf/mm²となるが、余裕を見て 0.006kgf/mm²を分布荷重とする。この分布荷重は、流動砂が流動状態にある時は流動空気によって持ち上げられた状態で分散板には作用しないが流動状態にない場合は分布荷重となるので考慮する。砂層圧力損失は、分散板に直接的にかかる荷重ではないので無視できる。

分散板ノズルの圧力損失は、分散板にかかる荷重で約 200mmAq=1.96KPa になるが荷重が小さく、かつ荷重方向が砂層分布荷重とは逆方向になるので考慮しない。

分散板全体は、ケーシングに溶接されている底板支え板によって支えられている。分散板の底板は、底板支え板の上に載せている状態で自由に動く状態にあるので、支持を移動支持とした。

表 2-11 温度境界条件

分散板上面 境界温度	温度指定型境界条件 620℃
分散板下面 雰囲気温度	熱伝達率指定型境界条件 600℃
熱伝達係数	100kcal/m ² °Chr (4190KJ/m ² °Chr)

分散板の上面と下面の温度は解析上重要であり、この数値が変われば解析値が変わるので、50t/日炉でこの部分の温度測定を行った。その結果、砂層温度 700℃、

ウインドボックス温度620℃の一般的な炉内条件で分散板上面(砂層側)が620℃、下面が600℃であった。熱応力解析は全てこの条件で解析を行った。

3) 物性値

分散部は、耐熱鋼の SUS310S を用いた。ステンレスは降伏点が不明確な材料であり強度は、表 2-12 に示す 0.2%耐力値を用いて安全率 2.5 で割った値を許容応力とした。SUS310S 鋼の物性値を表 2-13～14¹⁾に示した。

表 2-12 判定条件

分散板材質	SUS310S
0.2%耐力 (常温)	32kgf/mm ² (314MPa)
0.2%耐力 (750℃)	12kgf/mm ² (118MPa)
安全率	2.5

表 2-13 SUS310S の静特性での物性値

物性値	単位	数 値
ヤング率	kg/mm ²	20800
分散板上面ヤング率	kg/mm ²	18700
密度	kg/mm ³	8.03×10^{-6}
ポアソン比	—	0.3

表 2-14 SUS310S の熱応力解析での物性値

物性値	単位	数 値
ヤング率	kg/mm ²	$20.53 \times 10^{-3} - 6.316 \times T$ (注1)
分散板上面ヤング率	kg/mm ²	18700
密度	kg/mm ³	7.98×10^{-6}
ポアソン比	—	0.3
比熱	cal/℃kg	0.12
線膨張係数	/℃	16.9×10^{-6}
熱伝導度	cal/mm℃sec	$2.9 \times 10^{-5} \times T + 0.031$ (注2)

(注1) 常温と400℃のデータを一次回帰化 T:℃

(注2) 100℃と500℃のデータを一次回帰化 T:℃

4) 補足条件

①分散板のノズル開孔部の処理

分散板上面は、多数のノズル穴が空いてオリフィスタイプのノズル用パイプが挿入されて溶接接合されている。そのため単なる板状材料とは異なり歪が発生し

易いと考えられた。この違いを反映するために上面の面積と上面の面積からノズル穴の総面積を差し引いた面積の比を取りその分だけヤング率を小さくし、他の部分より歪を発生し易くした。

②分散板とリブの接合

分散板とリブの溶接のみ連続溶接でなく断続溶接を行っている。断続溶接を行っているのは連続溶接による分散板の熱歪と残留応力を極力避ける為の処置であるが FEM 解析時のモデル化でどう織り込むか試行錯誤した。図 2-18 は、分散板とリブを裏側から見た模式図であり真ん中の直方体をリブとし A 点はリブ側の要素の節点、B1～B4 点は、分散板側の要素の節点とする。このままでは互いの節点一致しないので、荷重を負荷して解析を実行するとリブと分散板は離れてしまうことになる。

そこで A 点の変位 (UXA、UYA、UZA) と B_i (i=1～4) 点の変位 (UXB_i、UYB_i、UZB_i) を互いに結合する必要がある次を示す多点拘束条件を与えて解析を実施した。(図 2-19 参照)

$$\begin{aligned} UXA &= 2/3 \times (UXB1 + UXB4) + 1/3 (UXB2 + UXB3) \\ &= 2/5 \times UXB1 + 1/5 \times UXB2 + 2/15 \times UXB3 + 4/15 \times UXB4 \end{aligned} \quad (2-14)$$

UY、UX についても同様に行った。

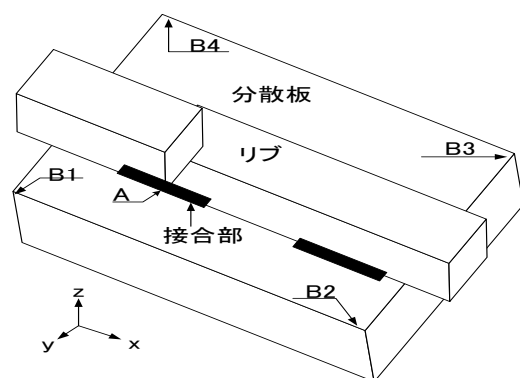


図 2-18 分散板とリブの接合

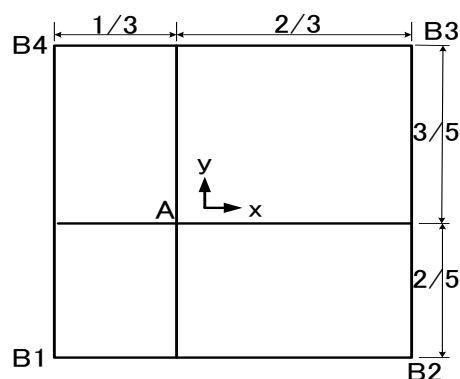


図 2-19 多点拘束

③240t 炉モデル

240t 炉では、分散板の径が約 5m と 50t 炉の約 2 倍になりメッシュ分割が粗くなり解析時間も長くなる。その為、対称的な形状であることを利用して、1/4 モデルで解析を行って問題がないかをまず 50t 炉で検証した。その結果、1/4 モデルと 1/1 モデルでのメッシュ分割変化による各相当応力値の差は±5%以内であり 1/4 モデルでの解析の妥当性を確認した。1/4 モデルの解析を実施することにより解析時間は、一条件で約 1 日と短縮できた。

2-4-3 解析結果および考察

(1) 分散板とリブ拘束条件の検証

50t 炉でこの拘束条件に該当しないリブなしの場合と多点拘束条件を付随させたリブありの2条件で解析を実施し比較した。分散板上面に通常値より約17倍の面圧 $10\text{kgf}/\text{cm}^2$ ($0.1\text{kgf}/\text{mm}^2=0.98\text{N}/\text{mm}^2$) の解析条件を与えた結果を図2-20～22に示す。図の右に示す数値は特に記載ない場合はすべて応力値で単位は、 kgf/mm^2 である。面圧の数値については十分に検討する前の段階であり、多大な数値を与えているので、絶対値の比較は意味がなく定性的な比較を行う。

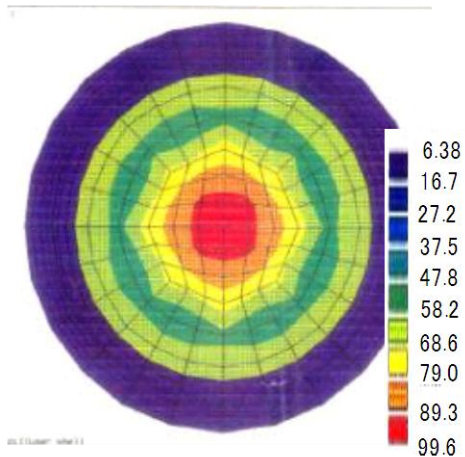


図 2-20 リブなしの分散板上面

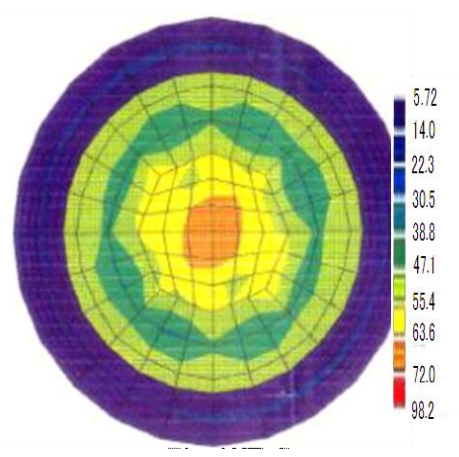


図 2-21 リブ有りの分散板上面

図 2-20、21 は、分散板にかかる相当応力値を上面から表わしている。リブなしの場合、最大相当応力値はリブ有りの場合の約3倍大きくリブの効果が出ている。またリブ有りの場合、図 2-22 からリブなしの分散板に発生した最大相当応力に相当する大きな応力がリブに発生しておりこの拘束条件は、定性的には妥当であると判断出来る。

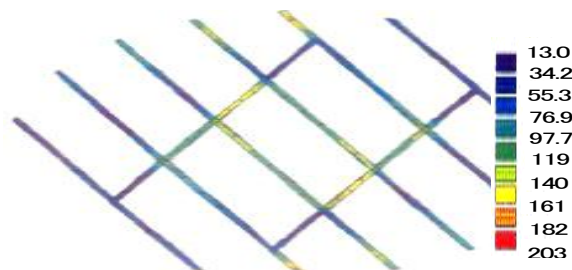


図 2-22 リブの応力状況

(2) 50t 炉の解析結果と考察

図 2-23、図 2-24 に 50t 炉でのリブ高さを変化させた場合の静解析、熱応力解析結果を示す。図 2-23 で最大相当応力を示した場所は、リブ高さ=0 では分散板

中央、それ以外は中央ではなく外側リブの付け根にかかっている結果になった。

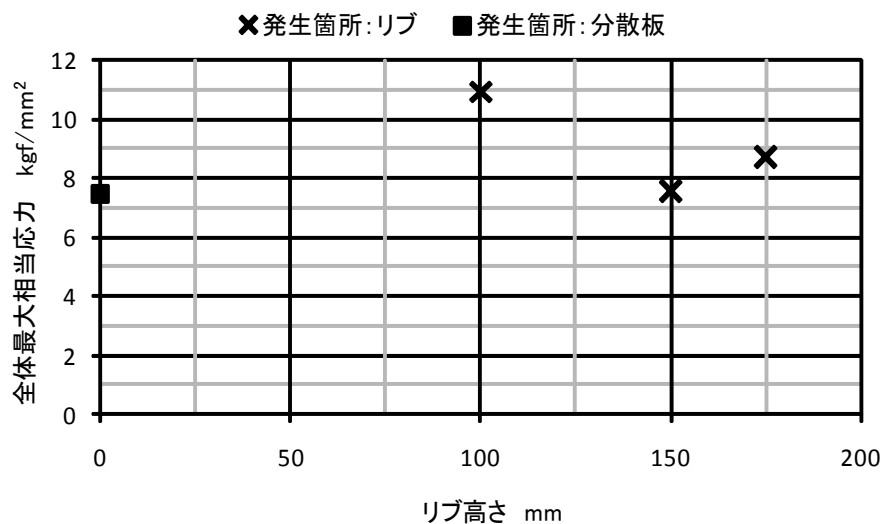


図 2-23 リブ高さと全体最大相当応力(静解析)

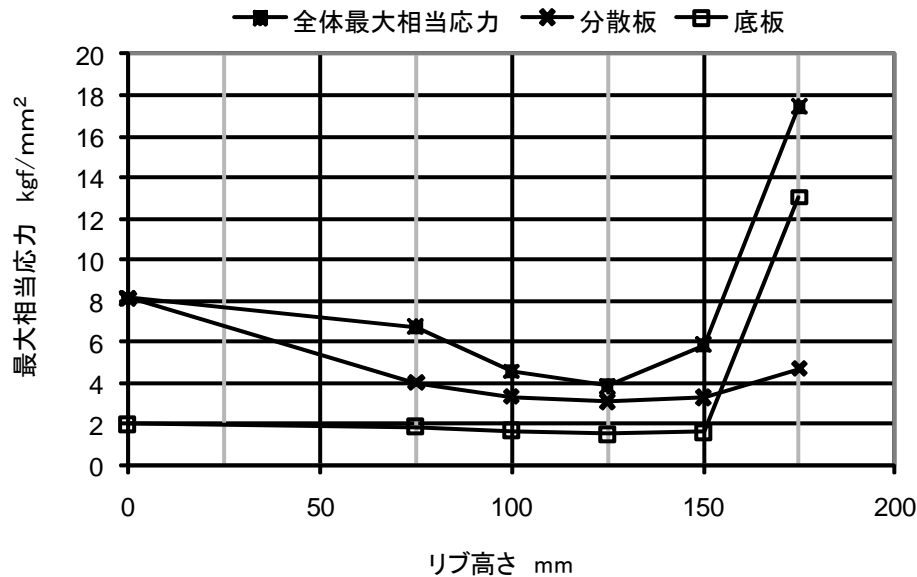


図 2-24 リブ高さと最大相当応力(熱応力解析)

① 最適リブ高さ

リブ高さ 0 では、リブがないので分散板中央に最大相当応力がかかっており、リブを設置した場合の外側リブにかかる最大相当応力値より低いとか同等の応力値を示している。

図 2-24 の熱応力解析では、リブ高さが 175mm の場合、全体最大相当応力値と底板が異常に高い数値を示している。応力の高い個所は、全体最大相当応力では外側リブ付け根、底板では中心側リブと底板接合部であった。リブなしでは最も重要な部材である分散板に生じる応力値は約 8kgf/mm^2 であり表 2-12 の 750°C の 0.2%耐力 12kgf/mm^2 の 67%の値でその逆数の安全率では 1.5 倍になり判定条件に示した安全率 2.5 以上を満たさず構造的には無理がある結果であった。

一方リブについてもリブ付け根に大きな応力が働き 50t 炉設計で用いてきたリブ高さ 175mm ではリブの付け根が構造的に破断する可能性があることを示している。解析結果からリブ高さは、100～150mm が最適であった。

②実機での調査

稼働後 4 年経過している 50t 炉実機で分散板を調査した結果、リブに大きな熱応力がかかって大きな歪が発生しており、図 2-25 に示すように分散板、側板とリブの溶接部に亀裂が発生していた。この結果は、FEM 解析結果とほぼ同じ傾向にあり解析方法の正当性が実証された。したがって 240t 炉の解析についても同じ境界条件で解析を実施した。

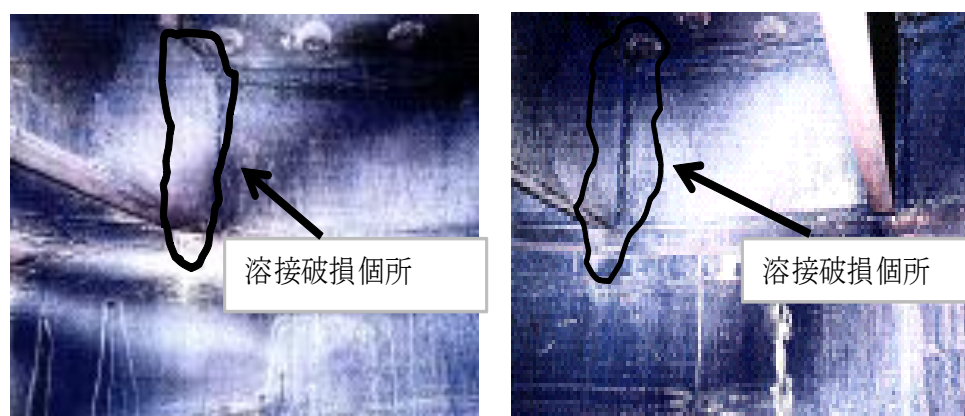


図 2-25 50t/日炉実機のリブと側板部

(3) 240t 炉の解析結果と考察

①リブ高さの解析結果(リブ 12 本)

図 2-26 に 240t 炉の当初設計条件(リブ高さ=側板高さ、リブ本数=12 本)で、リブ高さを変化させた熱応力解析結果を示す。詳細は巻末に FEM 解析図を示している。全ての最大相当応力で、リブ高さ 550mm が最良の結果を示した。しかしリブ付け根下部の底板に生じる引張応力が 8.4kgf/mm^2 、リブにかかる応力が 7.8kgf/mm^2 と大きく、安全率が、約 1.5 しかない結果になり当初設計を変更する必要が生じた。リブなしの場合の最大相当応力は、分散板中央で約 34.3kgf/mm^2 であったことからリブを設置すること自体は妥当でありリブと底板、リブ自体な

どで生じる応力を減少させることが課題となった。

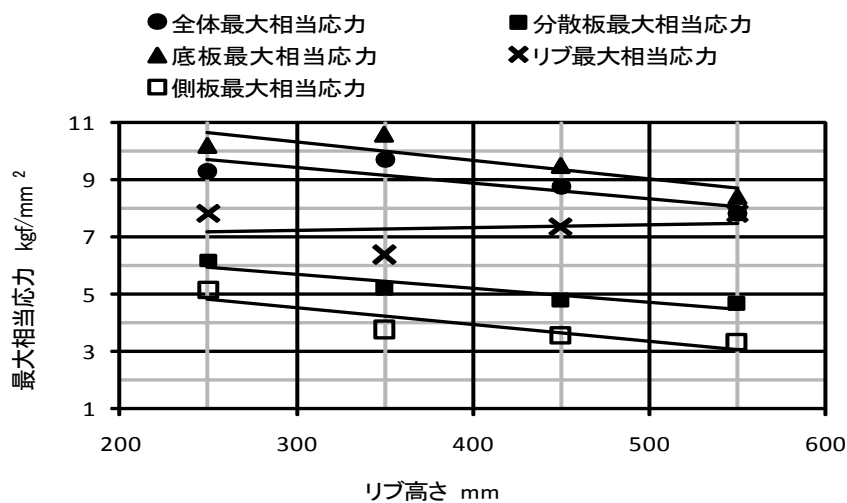


図 2-26 リブ高さの影響(リブ=側板高さ, リブ本数 12 本)
参考資料：FEM 解析図(2)

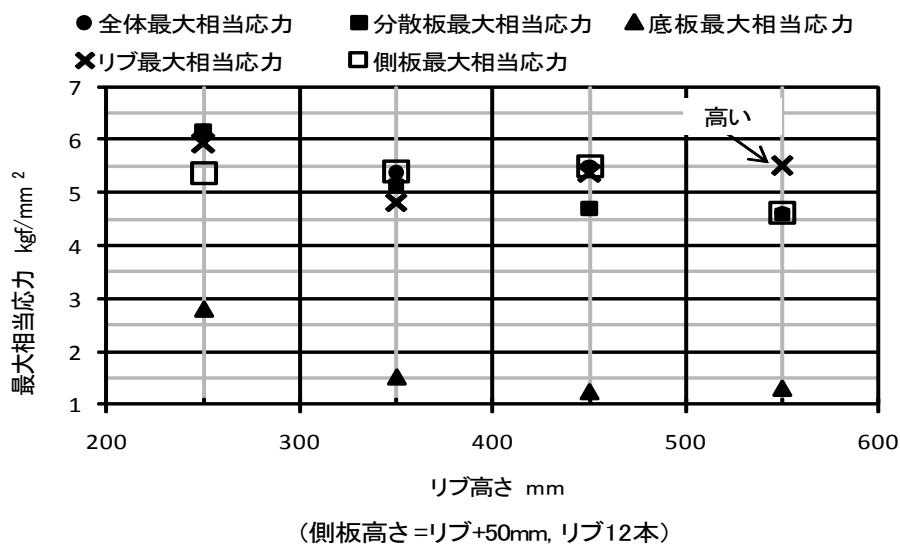


図 2-27 リブ高さの影響(側板高さ=リブ高さ+50mm)
参考資料：FEM 解析図(3)

リブと底板の接触部の応力を減少させるために側板の高さをリブ高さより 50mm 高くした解析結果を図 2-27 に示す。この条件では図 2-26 の様にリブを高くするメリットは明確に出てないが全体的に応力値が下がった。しかしまだ安全率は 2 で、判定条件である 2.5 を満足していなかった。リブ 550mm、側板 600mm の条件では、他のリブ高くと比較してリブにかかる応力値が高い。この最大応力

値の発生している場所は、外側に位置するリブの部分で発生していた。

さらに応力値を下げるために強度的な役割は低いが高い応力値を示す外側(外周側)のリブを2本はずし、リブ12→10本にすればリブと全体の最大応力を減少させる可能性が高く、その条件での解析を実施した。

② リブ本数 10 本の解析結果

リブ高さは550mm、側板600mmのまま分散板強度への影響の少ない外側のリブ左右各1本を外してリブ本数12本を10本に変更した結果を図2-28に示す。リブ部で最も高い応力値を示していた外側リブがなくなったのでリブ部に発生していた応力値は10%以上減少した。また側板の応力値も10%程度減少した。全体、分散板、底板の相当応力値は、ほとんど変化がなかった。①の結果から側板の高さをリブ高さより高くすればリブ以外の応力値を下げる事が判明している。側板の高さをどの程度高くするのが最適であるかの解析を次に実施した。

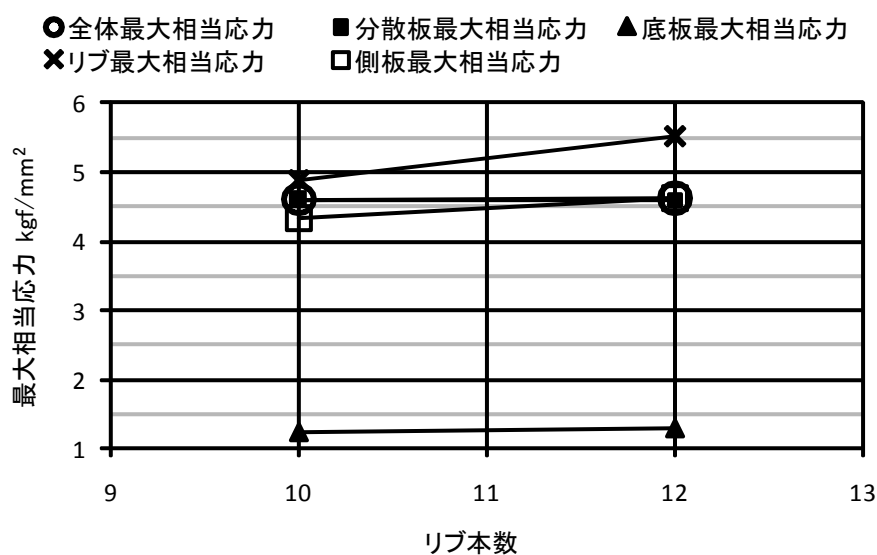


図 2-28 リブ本数の影響(リブ高さ 550mm, 側板高さ 600mm)

参考資料：FEM 解析図(4)

③ 側板高さ＝リブ高さ＋20, 50mm での解析結果(リブ本数 10 本)

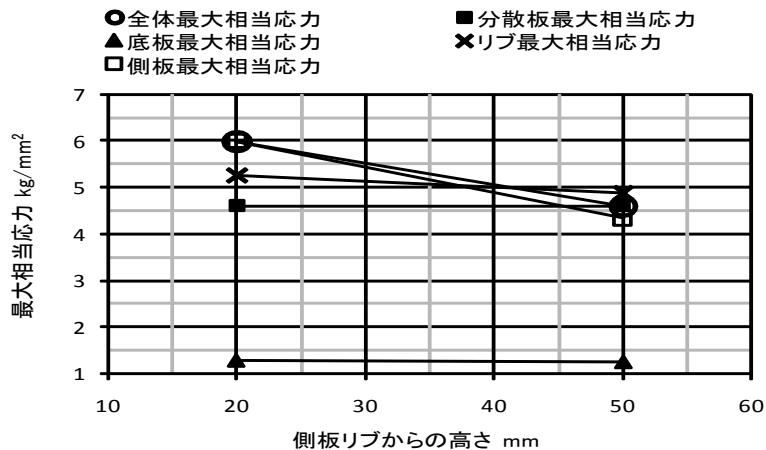


図 2-29 側板高さの影響(リブ本数 10 本, リブ高さ 550mm)

参考資料：FEM 解析図(4)

側板の高さをリブ高さより 50mm 高くした検討結果は、リブ本数 12 本の条件で①で検討して好結果を得た。リブ本数 10 本に変更した場合も同じ結果が予想されたが念のためリブ 10 本、リブ高さ 550mm の条件で再確認を行った。今回は、側板とリブ高さを同じ高さで比較するのでなく側板をリブより 20, 50mm 高くした条件で解析を行った。解析結果を図 2-29 に示す。(1)と同様にリブ本数 10 本でも明らかに側板高さを 50mm 高くした方が側板、リブ共に応力は下がった。この結果から側板をリブより 50mm 高くする方法を採用することにした。

④リブ高さの再検討(リブ本数 10 本)

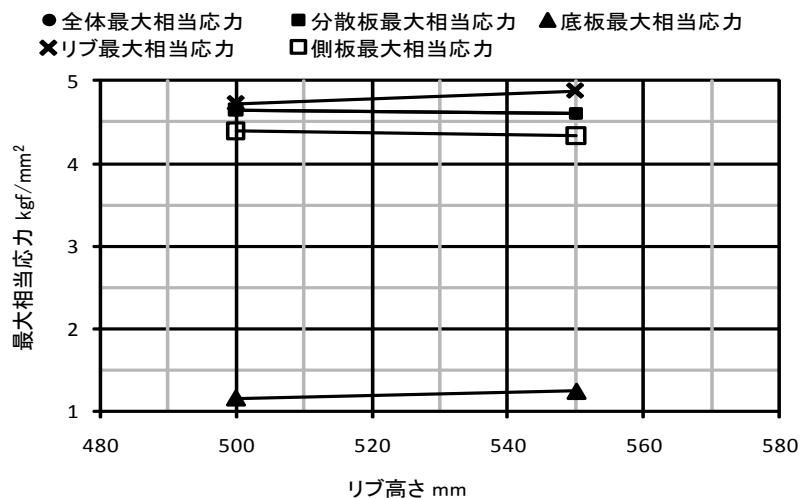


図 2-30 リブ高さの影響(リブ本数 10 本, 側板高さ=リブ高さ+50mm)

参考資料：FEM 解析図(5)

リブ本数を 12 本→10 本へ、側板をリブ高さより 50mm 高くする条件で再度リブ高さの解析を実施した。(図 2-30) その結果リブ高さを 500mm に変更する方が僅かにリブにかかる最大相当応力値(4.7 kgf/mm²)が減少した。この場合、安全率が 2.55 となり判定基準を満足した。

(4) まとめ

FEM 解析を行う前の分散装置の設計と FEM 解析により算出された各部の相当応力を下げるために最適な条件の比較を表 2-15 に示した。

表 2-15 240t 炉の分散板形状

項 目	単 位	当 初 設 計	FEM解析結果
分散板の径	mm	4600	4600
底板の径	mm	5020	5020
リブ高さ	mm	550	500
側板高さ	mm	リブと同じ 550	リブ+50mm 500
リブ本数	mm	12	10

240t 炉分散板の最終形状は、FEM 解析の結果を採用して設計・製作を実施した。納入機を約 3 年間追跡調査を行ったが、大きな問題を生じることはなく FEM 解析の有効性が実証され、分散板の大型化が達成された。

2-5 結言

(1) テーパ型の流動層炉の基本的な流動特性を把握できた。

- ① 実用上の運転風速である完全流動化速度(U_{pf})が円筒型より低く、流動化速度の約 2 倍であった。
- ② 流動化速度の計算式は円筒型の計算式が適用可能であった。
- ③ 砂層部の圧力損失は、分散板を底辺とする円筒形に入る砂重量を分散板部の断面積で割った値で求めることができた。

(2) 分散ノズルは、オリフィスタイプ、パイプタイプ共にオリフィス係数 C=0.6 を実験的に求めることができた。このことによりノズル圧力損失の設計値を決めればノズルの開口率の計算ができノズルの設計が可能となった。

(3) 大型流動層の分散板を設計する場合、大きな熱応力が生じることを考慮した設計が必要である。その際に FEM 解析が有効な手段であることが実機の追跡調査で確認できた。

参考文献

- 1) 国井大蔵, 流動化法, 日刊工業新聞社, 103-146, 1962
- 2) (社団)化学工学会編, 化学工学の進歩 26・流動層, 17-27, 槇書店, 1992
- 3) 豊原秀史, 河村祐治, テーパ付き流動層の流動化特性, 化学工学論文集, 第15巻, 第4号, 1989
- 4) Ergun S.; Fluid flow through [packed columns](#), Chemical Eng. Progr., 48, 89-94, 1952
- 5) 鞭巖, 森滋勝, 堀尾正靱, 流動層の反応工学, 培風館, 13-34, 1984
- 6) Wen, C. Y.; Y. H. Yu; A generalised method for predicting minimum fluidization velocity; AIChE J., 12, 610-612, 1966
- 7) 堀尾正靱, 森滋勝, 流動層ハンドブック, 培風館, 45-60, 1999
- 8) 尾花英朗, 熱交換器ハンドブック, 工学図書株式会社版, 1187, 1984
- 9) 鞭巖, 森滋勝, 堀尾正靱, 流動層の反応工学, 培風館, 84-101, 1984
- 10) 井土正也, 気体の比熱比の測定に関する調査研究, 計量研究所報告, 312-319, 1981
- 11) ステンレス協会編, ステンレス鋼データブック, 日刊工業新聞, 2000
- 12) 長谷川正義監修, ステンレス鋼便覧, 日刊工業新聞社, 104-174, 1960

3 章 流動床炉のエネルギー効率化

3-1 緒言

下水脱水汚泥は、湿りベースで 80%前後の水分と固形物ベースで、60～80%の有機物を含有している。有機物中には炭素が一番多く (50～60%) 含まれており、その炭素の大部分が、揮発性の炭素である。

流動層炉の砂層部では、脱水汚泥中の水分が瞬時に乾燥されて水蒸気になると共に有機物中の炭素分などが揮発しガス化される。ガス化された炭素などの大部分は砂層部で燃焼し、残りはフリーボードで燃焼する。砂層部では、汚泥中の水分を蒸発させるために必要な蒸発熱(潜熱)を常に供給する必要がある。脱水汚泥の含水率が高いため水分蒸発熱に相当する熱量は、汚泥中の可燃分の燃焼熱だけでは足りない。足りない熱量は、オイル等補助燃料を砂層に噴霧して補充している。一方、フリーボードではガス化した可燃分が燃焼するため砂層部より 100～200℃高い温度になる。汚泥中の水分と可燃物割合が高い程、砂層温度とフリーボード温度の差は大きくなる傾向にあり、砂層で補助燃料を大量に噴霧しているにも関わらずフリーボード温度が 850℃を超えて温度が上昇し過ぎるためにフリーボードに冷却空気や噴霧水を挿入する極端な例もあり効率的な燃焼を行っているとは言えない。この様な燃焼状況を改善するには流動層炉に投入する汚泥の含水率を下げる方法が有力である。脱水機で機械的に下げることが最も望ましいが現状の技術では困難である。乾燥機と組み合わせた乾燥－流動システムで流動層炉に投入する汚泥の含水率を下げて流動層炉で効率的な燃焼を行うことは可能である。汚泥を燃焼させるためには脱水汚泥に大量に含有する水分を蒸発させることは必要なプロセスであるが、蒸発してガス化した水分を炉内温度まで上昇させるプロセスは必要でない。ガス化した水分を炉内温度まで昇温させるために使用される熱量は多いのでそのプロセスを削減することで省エネルギー化が可能となる。自燃状態(補助燃料を用いないで燃焼する状態)まで乾燥機によって脱水汚泥を乾燥させて流動焼却炉に投入する乾燥－流動方式の省エネルギー化について実機で調査を行いその有効性を確認した。

次に乾燥－流動方式を採用しない流動単独焼却(直接流動方式)においても省エネルギー化とクリーンな排ガス性状を適正な燃焼制御(ファジイ制御)を行うことによって実現する実証実験を実施し効果の確認を行った。

3-2 乾燥－流動方式によるエネルギー効率化

乾燥－流動方式の納入機での調査¹⁾²⁾と直接流動方式との比較検討を行いエネルギーの効率化の調査を行った。

3-2-1 乾燥－流動システムのフロー

図 3-1 に調査を行った納入機の乾燥－流動システムの概略フローを示した。自燃する含水率は、含水率 60%(WB) 前後であり粘着性の高くハンドリング条件が悪い含水率領域であった。そのため蒸気乾燥機で汚泥をハンドリング条件の良い 10～30%程度まで乾燥し乾燥汚泥貯留ホッパに貯留した。貯留した乾燥汚泥は、流動炉で自燃するように量を制御して汚泥混合機に供給され脱水汚泥と混合した。混合汚泥は流動層炉と乾燥機にそれぞれ分配して供給した。乾燥汚泥を一旦貯留したのは、炉へ供給する汚泥の含水率調整を容易にかつ応答性を速くするためであった。流動層炉の廃熱は、廃熱ボイラーによって蒸気で熱回収された後に熱交換器によって燃焼空気の加温に利用した。排ガスは、サイクロンで焼却灰を除去後に湿式の排煙処理で HCl、SOx を除去し湿式電気集塵機で除塵後に煙突から排出された。煙突からの排ガスは、白煙防止用に加熱された空気により加温されて白煙を防止した。

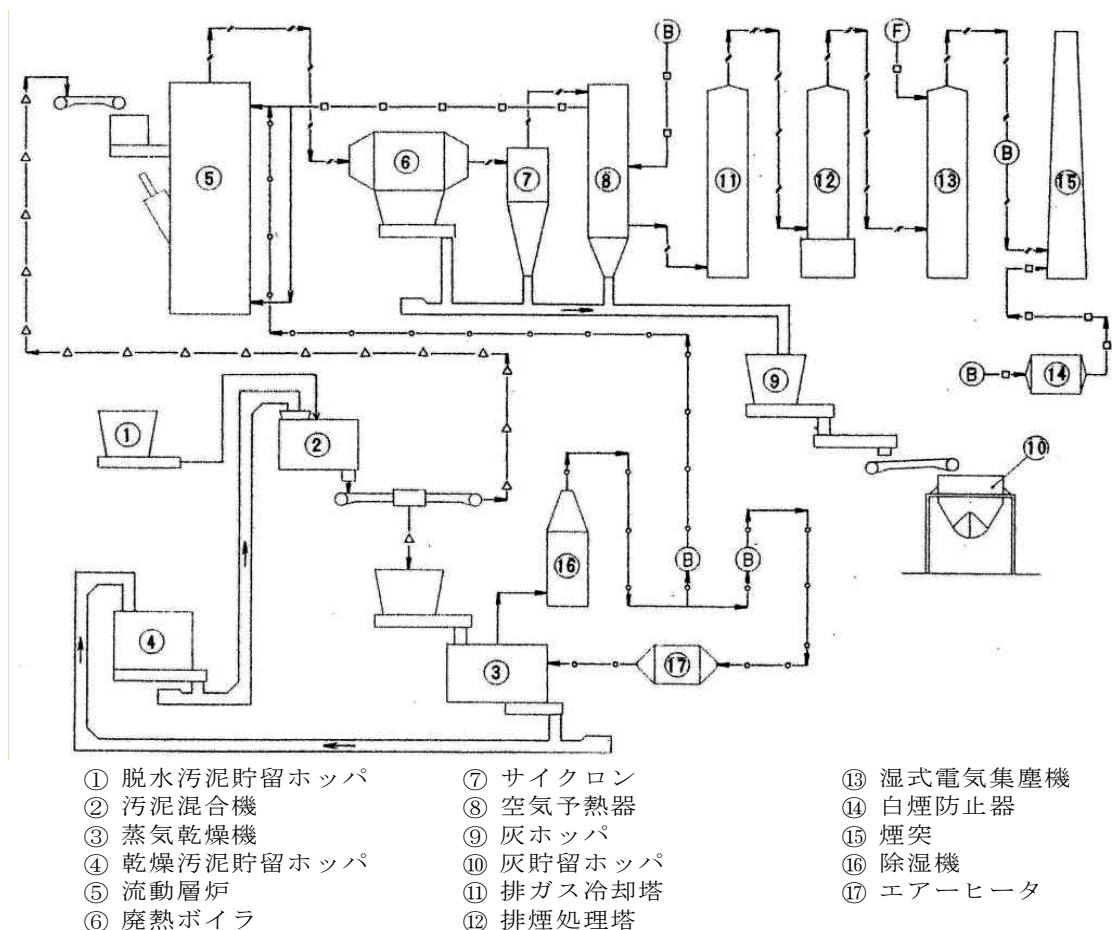


図 3-1 乾燥－流動システムフロー

表 3-1 に流動炉と乾燥機の仕様を表 3-2 に汚泥の性状を示した。流動炉は小型

であり消化汚泥で有機物含有量が低い。消化槽で発生したメタンなどの可燃性ガスは、乾燥・焼却システムの補助燃料として消化ガス・油混焼ボイラーで燃焼し蒸気を発生させる。この蒸気は、乾燥機で不足する蒸気の補充蒸気に利用された。

表 3-1 炉・乾燥機仕様

項 目	単位	仕様
流動層炉処理能力	t/日	12.5
砂層部内径	mm	700
フリーボード径	mm	1200
蒸気乾燥機伝熱面積	m ²	23

表 3-2 汚泥性状

項 目	単位	—
汚泥種類	—	消化汚泥
脱水汚泥含水率	%WB	約80
有機物量	%DS	約60
汚泥低位発熱量	kcal/kgDS	3000
	MJ/kgDS	12.56
炉・乾燥機	%WB	設計値 60
投入汚泥含水率		

WB: ウェットベース

DS: 固形物ベース

3-2-2 実験方法

稼働中の炉を用いて乾燥・流動の通常の運転状況で、熱、物質収支から炉の熱負荷や排ガスのデータを収集し他の処理場の直接流動方式との比較検討を行った。事前調査から直接流動方式より排ガス中の NO_x が高い数値であったので NO_x については二段燃焼、空気過剰率を変化させて低 NO_x 運転について調査した。これらのデータを基に 100t/日規模の処理量を想定して乾燥・流動方式と直接流動方式の優位性の判定を行った。

3-2-3 測定方法

温度、空気量・ガス量の測定は、プラントに設置されている機器のデータを利用した。温度は、K 熱電対、流量計はオリフィス式流量計と差圧発信器を用い制御室の CRT で一括して管理された。O₂ 濃度計は同様にしてプラント設置のジルコニア式酸素計、NO_x 計は化学発光式の連続測定器を用いた。ばいじんは JISZ8808、SO_x は JISK0103、HCl は JISK0107、悪臭物質は環境庁告示 9 号 (S47 年) に基づき測定した。

3-2-4 測定結果と考察

運転結果を表 3-3 に示した。RUN2 は、表 3-4 に示している RUN1 の排ガス測定終

了後再度確認のためにデータ収集を行ったデータであり条件等に大きな差はない。したがって温度、風量、排ガス測定値にほとんど差はなかった。脱水汚泥は、乾燥汚泥と混合後に流動層炉及び乾燥機に投入されている。この乾燥－流動システムで処理された汚泥量は約 600kg/h であった。流動炉は自燃しているが廃熱ボイラーで回収される蒸気だけでは乾燥機で使用する蒸気量には足りない。消化槽で回収した消化ガス約 40Nm³/h を燃焼させて不足蒸気を補っている。この量は、消化ガスの発熱量が約 5000kcal/であることから灯油換算で約 25ℓ/h に相当する。

表 3-3 運転結果

項 目		単位	RUN1	RUN2
全 体	システム投入汚泥量	kg/h	596	585
	システム汚泥含水率	%WB	81	81
乾 燥 機	乾燥機出口汚泥量	kg/h	288	231
	入口汚泥含水率	%WB	59	61
	出口汚泥含水率	%WB	11.9	10.8
	蒸気使用量	kg/h	480	425
	蒸発水分量	kg/h	331	297
	蒸気倍率(蒸気使用量/水分蒸発量)	kg/kg	1.45	1.43
	乾燥速度	kg/m ² h	14.4	12.9
焼 却 炉	炉投入汚泥量	kg/h	264	238
	投入汚泥含水率	%WB	59	61
	オイル使用量	ℓ/h	0	0
	流動空気量	Nm ³ /h	385	393
	乾燥排出排ガス量	Nm ³ /h	72	65
	水蒸気	Nm ³ /h	6.2	3.1
	温度	°C	43	32
	炉排ガス量	Nm ³ /h	827	807
	水蒸気	Nm ³ /h	194	181
	乾ガス	Nm ³ /h	633	626
	流動空気温度	°C	137	125
	砂層温度	°C	785	775
	フリーボード温度	°C	900	878
	炉床汚泥負荷	kg/m ² h	686	618
	燃焼室熱負荷	MJ/m ² h	494	448
	空気過剰率	—	1.3	1.4
廃 熱 回 収 等	廃熱ボイラー入口温度	°C	720	725
	廃熱ボイラー出口温度	°C	328	330
	発生蒸気量	kg/h	155	150
	蒸気圧力	Mpa	1.03	1.06
	蒸気ドレン回収温度	°C	143	143
	ガス油混焼ボイラ発生蒸気量	kg/h	325	275
	消化ガス使用量	Nm ³ /h	40	34
	空気予熱器出口排ガス温度	°C	225	235
	出口空気温度	°C	180	160

炉排ガスの測定結果を表 3-4、3-5 に示した。乾燥機で発生する臭気成分は、流動炉に送入することによって燃焼脱臭と同じ効果がありアンモニア以外は測定限

界値以下の数値であった。アンモニアは、0.6ppm であったが特に問題はなかった。空気過剰率を変化させて場合の NOx の変化を図 3-2 に、空気過剰率を同じにして二段燃焼を行った場合の NOx 濃度を調べた結果を表 3-6 に示した。NOx 濃度の低い領域の乾燥-流動システムの燃焼においても平岡らの行った二段燃焼³⁾は、低 NOx 化に効果がある結果であった。

表 3-4 排ガス測定結果

項 目	単位	RUN1	RUN2
ばいじん	g/Nm ³	0.0066	0.0104
煙突出口 O ₂	%	7	8
CO ₂	%	12.2	11.7
CO	%	0	0
SOx	%	37	30
NOx	%	18	18
HCl	mg/Nm ³	<3	<3

SOx、NOxは12%換算値

表 3-5 臭気成分測定結果

		乾燥排ガス	煙突
臭気濃度	—	3×10^6	308
アンモニア	ppm	120	0.6
トリメチルアミン	ppm	0.024	<0.00005
硫化水素	ppm	22	<0.01
メチルメルカプタ	ppm	9.8	<0.01
スチレン	ppm	<0.04	<0.04
アセトアルデヒド	ppm	10	<0.00005
硫化メチル	ppm	0.12	<0.01
二硫化メチル	ppm	0.24	<0.01

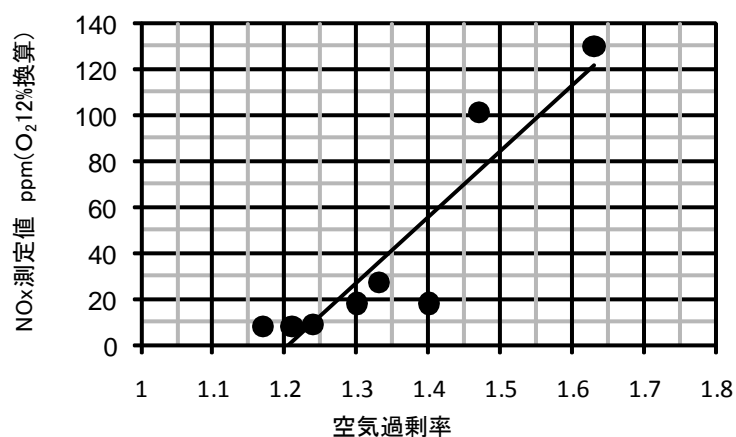


図 3-2 空気過剰率と NOx 濃度(乾燥-流動)

表 3-6 二段燃焼による低 NO_x 化

	炉出口排ガス O ₂ 濃度(%)	NO _x 濃度ppm (12%換算値)	砂層部 空気過剰率	総合 空気過剰率
二段燃焼	4	9	1.07	1.24
一段燃焼	4	22	1.24	1.24

乾燥機を用いないで流動層炉単独(直接流動)で同じ脱水汚泥を処理した場合の物質収支計算結果を表 3-7 に示す。乾燥-焼却のデータは表 3-3 の各値の平均値を用いた。直接焼却の補助燃料は灯油換算で約 53ℓ/h で、乾燥-流動システムの消化ガスを灯油換算した 25ℓ/h の約 2 倍の補助燃料を消費する結果となった。排ガス量も約 2 倍のガス量増加となった。乾燥-焼却は、機器点数が多く設備費が高いが、補助燃料と排ガス量の減少による設備費の低減化とユーティリティ費の減少によってどの程度の経済効果が期待できるかを詳細に検討する必要がある。3-2-5 で述べる。

表 3-7 乾燥-流動と直接流動の燃焼比較

項 目	単位	乾燥-流動	直接流動
炉投入汚泥量	kg/h	251	521
投入汚泥含水率	%WB	60	81
投入汚泥固形物量	kg/h	100	99
オイル使用量	ℓ/h	0	53
流動空気量	Nm ³ /h	389	1126
流動空気温度	°C	131	600
炉排ガス量	Nm ³ /h	817	1721
水蒸気	Nm ³ /h	188	645
乾ガス	Nm ³ /h	630	1076
温度	°C	889	850

3-2-5 乾燥-流動層炉と直接流動層炉との比較検討

乾燥-流動層システムの経済性の評価は、調査を行った小規模の炉ではなく中大都市で多く用いられている 100t/日規模の炉で行った。熱物質収支の条件を表 3-8 に示した。脱水汚泥含水率を 80%とし炉内温度 850°C、流動空気は乾燥-流動 350°C、直接焼却 600°C、乾燥機で水分を蒸発させるのに必要な蒸気量は 3-2 の結果から 1.5kg 蒸気/kg-H₂O としそれぞれ図 3-1 と同じフローで処理するとした。

表 3-8 計算条件

汚泥発熱量	$Hh=(58.3V-193) \times 4.19 \text{ KJ/kg-ds}$ V:ds中の可燃物%、ds: 固形物
流動空気温度	直接流動 600℃ 乾燥－流動 350℃
脱水汚泥含水率	80%
炉内温度	850℃
空気過剰率	m=1.3
炉の放熱損失	(100t/日炉)入熱の5%
ボイラー蒸気圧力	0.9MPa
蒸気エンタルピー	2773KJ/kg
乾燥機蒸気倍率	1.5
蒸気ドレン回収温度	151℃
廃熱ボイラー 出口排ガス温度	250℃

(1) 排ガス量、補助燃料の比較

可燃物割合を変数として自燃含水率をまず求め図 3-3 に示した。3-2 項では可燃物 60%で自燃含水率は約 60%であったが 100t/日規模では放熱損失が少なく(入熱の 5%)含水率 63.8%で自燃する結果になった。(熱収支計算の詳細は、巻末の参考資料 1 を参照)な図 3-4 に乾燥-流動、直接流動の排ガス量と燃焼空気量を示した。可燃物が減少した場合、乾燥-流動では乾燥機で蒸発させる水分量が増加するが蒸発した汚泥中の水分は乾燥設備の除湿機で排水側に移行するために流動炉の排ガス量は大幅に減少した。直接流動では流動層炉からの排ガス量は、可燃物の影響を受けずにほぼ同じであった。これは、可燃物量が減少するとその減少熱量に相当する分だけ補助燃料の量が増加し、燃焼空気量、排ガス量共に大きな変化がなかったことに起因している。可燃物が減少した場合、乾燥-流動は直接流動よりも排ガス量が大幅に少なくなる結果になった。乾燥-流動の補助ボイラーの燃料使用量と直接流動の流動層炉での燃料使用量の比較を図 3-5 に示した。可燃物 80%の条件では乾燥-流動は、乾燥機で使用する蒸気量を廃熱ボイラーの回収蒸気だけで満たすことができ補助ボイラーは必要なかった。可燃物 60～80%の範囲で直接流動の補助燃料は、乾燥-流動と比較して 137～152t/h 多かった。

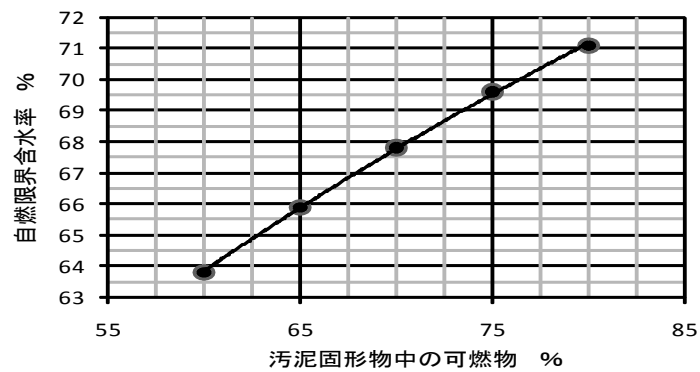
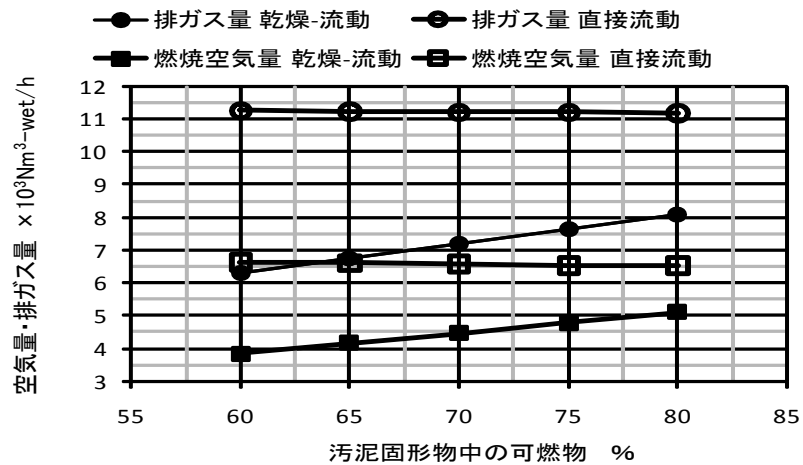


図 3-3 自然限界含水率



条件：100t/日の汚泥焼却、脱水汚泥含水率 80%

図 3-4 100t 炉空気量・排ガス量の比較

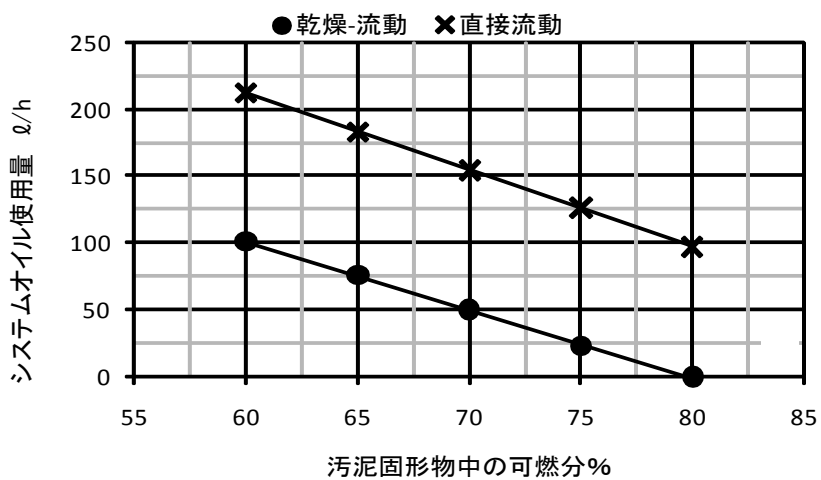


図 3-5 補助燃料使用量の比較

(2) ユーティリティの比較

乾燥-流動方式のユーティリティ費が、100t 炉規模で直接流動方式と比較してどの程度増加するかを表 3-8 の計算条件から導き出した空気量・排ガス量、燃料使用量を用いて計算し表 3-9 に示した。乾燥設備で使用される電力は、水分蒸発量 1t 当たり 50kW とした。この値は、伝熱面積 200m² の設備の水分蒸発量が約 2t で乾燥機駆動用電動機 55kW、付帯設備約 90kW の合計 155kW 容量であり実負荷 70% で約 100kW/h から算出した。排ガス処理用の薬品は、汚泥中の S、HCl 濃度の変化がないことから同じ使用量で増減はないとし、排ガス洗浄用の処理水は乾燥-流動方式では乾燥設備の除湿機で大幅に増加するが二次処理水を用いるのでユーティリティ費用からは除外した。乾燥-流動方式ではボイラーを用いるのでボイラー薬品代として 1 万円/日、法定点検費用 600 万円/年を加算した。この値は伝熱面積 200m² の乾燥設備の実績値の平均である。

表 3-9 乾燥-流動ユーティリティの増減 (100t/日含水率 80%処理)

項 目	可燃分 %				
	80	75	70	65	60
直接流動からの減少分					
燃焼空気量 Nm ³ /h	1,405	1,740	2,104	2,445	2,799
排ガス量 Nm ³ /h	3,092	3,554	4,013	4,464	4,936
ブロー-ファンの動力減少					
燃焼空気ブロー 圧力6KPa	31.2	38.7	46.8	54.3	62.2
誘引ファン 圧力6KPa	10.3	11.8	13.4	14.9	16.5
①(小計) kW	41.5	50.5	60.2	69.2	78.7
乾燥-流動 乾燥機水分蒸発量	1283	1425	1579	1723	1865
乾燥設備動力アップ kW					
②(水分蒸発量1t当り約50KW)	64	71	79	86	93
トータル乾燥-流動動力増加 kW					
②-①	22.5	20.5	18.8	16.8	14.3
直接流動からの補助燃料減少 ℓ/h	97	126	154	183	212
乾燥-流動ユーティリティ増減(年間)	年間稼働率85% 7400h/年 (単位:千円)				
電気代増加分 20円/kWh	3,330	3,034	2,782	2,486	2,116
ボイラー薬品等 1万円/日	3,103	3,103	3,103	3,103	3,103
排ガス処理薬品 増減なし	0	0	0	0	0
オイル減少分 100円/ℓ	-71,780	-93,240	-113,960	-135,420	-156,880
点検整備費用増加分 600万円/年	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
乾燥-流動合計減少分 千円/年	59,348	81,104	102,075	123,831	145,661

乾燥－流動方式は、可燃分が少ない汚泥ほど直接流動方式に比較して年間ユーティリティ費が安くなる。可燃物 60%の汚泥では年間のユーティリティ費の差は、年間約 1.45 億円、差の最も少ない可燃分 80%の汚泥でも年間約 5900 万円安くなった。

(3) 設備費の比較

表 3-10 に 100t 炉の機械設備費の推定値を示した。下水汚泥流動層炉の機械設備を 1t 当りに換算して約 2000 万円とした。乾燥－流動方式では燃焼空気量、排ガス量が減少し流動層炉、廃熱回収、排ガス処理設備などの大きさが減少することになるので設備費は安くなる。乾燥－流動方式の設備費は次のように求めた。図 3-4 から直接流動の排ガス量平均値 $11200\text{Nm}^3/\text{h}$ 、乾燥－流動方式の排ガス量平均値 $7200\text{Nm}^3/\text{h}$ を求めた。排ガス量は、炉の大きさに比例するので乾燥－流動方式での流動層炉設備の大きさは 64t/日炉となる。炉の大きさによる機械設備の設備費増加比率を炉の大きさの 0.439 剰に比例する文献値⁴⁾を用いると 100t/日炉の 82%の建設費になる。乾燥設備は前述の 200m^2 の設備の建設費と流動層焼却設備の空気予熱器を廃熱ボイラーに設備変更した場合の設備費増加分を含めた。

表 3-10 100t 炉概略設備費比較

	直接流動	乾燥－流動
乾燥設備	—	6
汚泥貯留設備	2	3
流動層炉設備	18	15
合計	20	24

土木建築、電気設備含まない

単位：億円

乾燥－流動方式は直接流動方式と比較すると機械設備費で約 4 億円高くなる。土木建築、電気設備の増加分は機械設備ほどの差はなく仮に 1 億円の差があるとするすると全設備で約 5 億円の差があると考えられる。可燃物 60～70%の汚泥では直接流動と比較して年間約 1 億円ユーティリティが低いので 6～7 年で回収できる。可燃物 80%の汚泥では、設備費の回収に 10 年～11 年掛かり現状ではメリットは少ないが乾燥設備の効率化が図られ乾燥設備費の低コスト化が進むか化石燃料の価格の動向次第でメリットが大きくなる可能性は大きい。乾燥設備は今後ますます汚泥処理にとって重要な操作になるので 5 章で効率化について述べる。

3-3 燃焼制御によるエネルギーの効率化

下水汚泥焼却炉として最も普及している流動炉は、補助燃料の量を制御することにより、炉内温度を一定に保つ温度制御は容易である。しかし地球温暖化、化石燃料の枯渇などの観点から、よりクリーンな排ガスの排出、補助燃料の削減等のより高度な技術的要求がある。その様な要求を実現させるために、まず下水汚泥の燃焼特性を調査して制御因子を把握する必要がある。

一般的に下水処理場から発生する汚泥は、季節変動によって汚泥中の可燃物量、含水率が数パーセント変動する。数か所の下水処理場から汚泥を運搬して1か所の処理場で焼却処理する広域汚泥処理の場合は、汚泥の変動は更に大きく日変動、時間変動が発生する。

流動層炉の制御は、燃焼用空気量を設定値に維持する定値制御と砂層温度が設定値になる様に砂層バーナの燃料を増減する制御が一般的である。熟練した運転員のいる処理場は、汚泥性状の変化に対して汚泥処理量や燃焼用空気量の設定値を変えることが可能であるが、熟練した運転員のいない場合は、汚泥性状が変化しても安全に操炉出来る様に燃焼用空気量を多めに設定しているので省エネ運転やよりクリーンな排ガスの排出は考慮されてないのが現状である。

今後は、高度な操炉技術を有した熟練の運転員の能力と燃焼に関して専門技術を有する設計技術者の能力を融合した運転支援・制御システムの構築が必要であり、そのためには多入力・多出力の機能を有するファジィ制御を取り入れることが最適であると考えた。

流動層炉のファジィ制御を確立するためにまずテストプラントで NO_x の高い石灰汚泥を用いてファジィ制御で NO_x の濃度下げる実験を行って効果を確認した。その方法を温度管理、空気量管理などに広げたルールを構築し、納入実機で長期ランを行いファジィ制御の場合と通常の PID 制御のみで運転した場合の結果を比較しファジィ制御の有効性を検証した。

3-3-1 流動層炉の燃焼特性

下水汚泥は、含水率が高く、石炭固形物中の固定炭素 40～50%⁵⁾ と比較すると固定炭素が約 5.0%と低く大部分は揮発性の炭素であり汚泥燃焼は揮発性炭素の燃焼が主体となる。

流動層炉本体の構造を図 3-6 に示す。

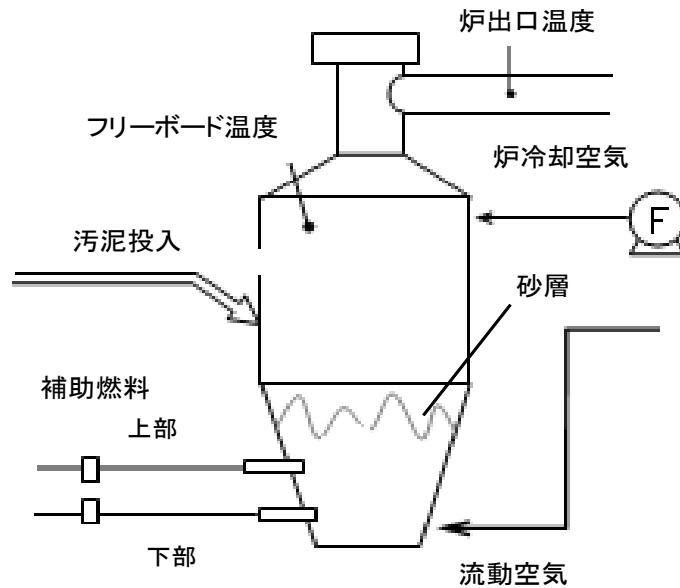


図 3-6 流動層炉本体

流動層炉での汚泥燃焼は次の様な特徴がある。

①砂層部で水分は蒸発し温度は降下する

砂層部では汚泥中の水分が高温の流動媒体(砂)と接触し瞬時に乾燥する。その際、砂は、蒸発潜熱を奪われるので温度が降下する。乾燥後の汚泥は、熱分解し熱分解ガスが発生する。砂層部では、このガスの酸化と一部の揮発性炭素の燃焼、固定炭素の燃焼が発生する。

②フリーボード部で揮発分の燃焼が完結する

フリーボード部では砂層部で燃焼しなかった揮発性炭素の燃焼により温度は上昇し砂層温度よりも $100\sim 200^{\circ}\text{C}$ 高い温度になる。砂層部とフリーボード部で汚泥中の可燃部の燃焼割合を制御するのは困難である。汚泥中の水分を流動媒体である砂の重量で割った砂水分負荷(kg-水/kg-砂/h)と砂層燃焼率(汚泥中可燃分の砂層での燃焼割合)とは負の相関がある⁶⁾。

③炉内温度管理は補助燃料で行う

砂層部の温度が降下するので補助燃料を砂層部下部に噴霧して炉内温度を管理する。砂層上部に供給すればフリーボード部で燃焼する割合が増加しフリーボードの温度を制御することも可能である。

④排ガス性状は炉内温度、空気過剰率の影響大

砂層温度、フリーボード温度共に排ガス性状に与える影響は極めて大きく砂層温度と $\text{Nox}^{7)}$ 、フリーボード温度と $\text{HCN}^{8)}$ 、 $\text{N}_2\text{O}^{9)}$ いずれも負の相関がある。低 NOx

化のためには排ガス中の酸素濃度を測定し燃焼空気量(空気過剰率)を制御する方法が望ましい。しかし、排ガス中に焼却灰が全量入るためにダスト濃度が高く閉塞のトラブルが頻繁に発生するためにダスト除塵装置より前のラインで連続測定して制御に利用することは困難である。ダスト除塵装置以降のラインもシール空気、リーク空気が入り正確な値にはならないので同様に制御に利用することは困難である。

3-3-2 現状の制御方法と課題

定常時は、補助燃料の増減で砂層温度を一定値にする PID 制御で安定的に操炉出来る。燃焼空気量は、設定値に追従するフィードバック制御を行っている。通常、燃焼空気量は、汚泥含水率の変動や汚泥発熱量の季節変動を考慮して空気不足を起こさない空気量の値に設定している。排ガス性状のクリーン化や補助燃料の削減についてはほとんど考慮しない制御方法になっているのが現状である。操炉を熟知した運転員がいる場合は、空気量を汚泥性状の変化に合わせて操炉を行っているがその様な例は少ない。したがって制御上の課題は、熟練の運転員と同じ操炉を自動運転で実施できることである。

3-3-3 実証プラントでのファジィ制御実験方法

前述の通り熟練した運転員の判断によって操炉を反映していない制御上の課題を解決する手段としてファジィ制御を取り入れ、その有効性を流動焼却炉の実証プラントで確認し、実機へ活用した。流動焼却炉の実証プラントでは主に低 NOx の実験を行いファジィ制御の傾向を把握した。同時に CO 濃度の高い条件と砂層温度の低い条件についてもその傾向把握の実験を行った。

(1) 実証プラントと汚泥性状

汚泥処理量 7 t/日の流動層炉設備(図 3-7)を用い NOx の発生が多い石灰汚泥(表 3-11)を焼却した。

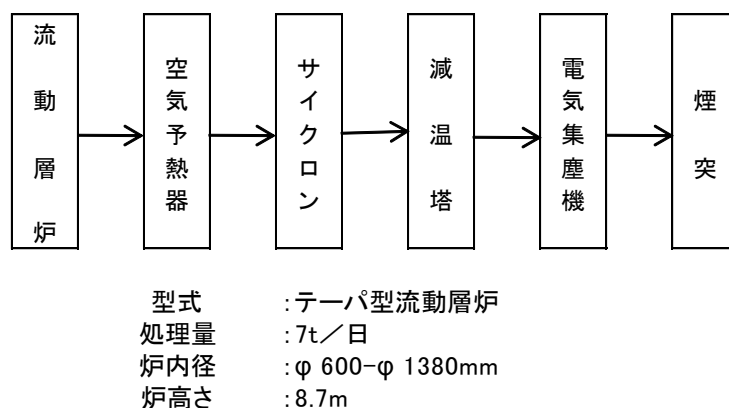


図 3-7 テストプラントフロー

表 3-11 汚泥分析値

含水率	%	65
有機物量	%dry	72
低位発熱量	Mj	13.6
C	%dry	31.0
H	%dry	5.3
N	%dry	4.2
Ca	%dry	9.41
Fe	%dry	3.37

(2) 排ガス測定場所・方法

NO_x、O₂は、電気集塵機出口で連続測定した。測定は、NO_x に化学発光法、O₂ にジルコニア法を用いた島津製作所の NO_x—O₂連続測定器、CO/CO₂計は島津製作所の非分散型赤外線方式の連続測定器を用いた。

(3) ファジィ制御の基本ソフト

ファジィ：FRECS システム(クボタコンプス株)

性能—周期：5 秒、推論件数：最大 20 件、ルール：最大 999 件

制御演算関数：四則演算、論理演算、移動平均、過去移動平均

(4) 制御システム

実験に用いた制御システムを図 3-8 に示した。データ収集用のコンピュータを会して NO_x、CO 濃度、二次燃焼空区量、燃焼用空気量、砂層温度などの主なデータを収集し。ファジィ制御で導き出された各 SV 値をデータ収拾用コンピュータから各アクチュエータに返すシステム構成であった。

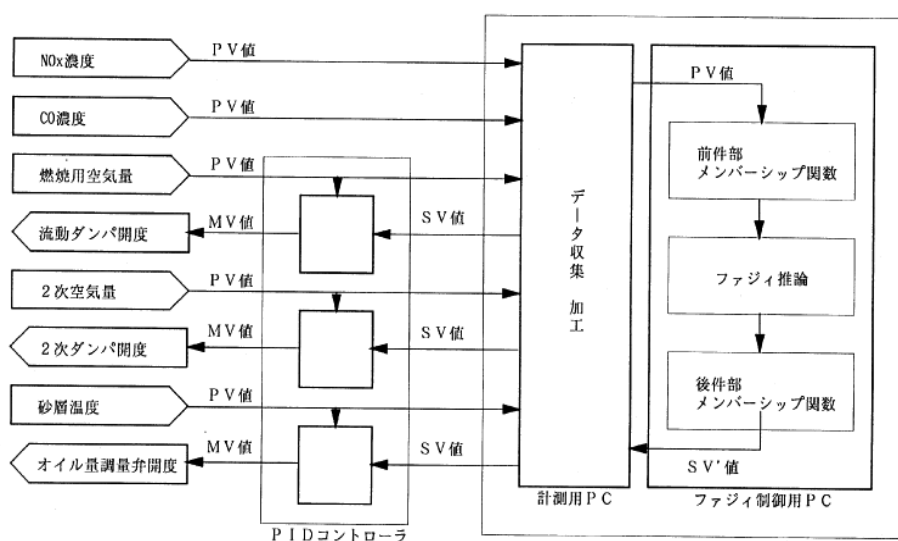


図 3-8 実証プラント制御システム

(5) ファジィ制御のルール

表 3-12 は、NOx 濃度を下げるためのルール¹⁰⁾で、ファジィ制御ルールの前件部は、砂層温度、燃焼空気量、二次空気量と NOx 濃度、後件部は、砂層温度、燃焼空気量、二次空気量とした。S は Small、M は Medium、B は Big の略である。図 3-9 にファジィ制御に用いたメンバーシップ関数¹¹⁾を示す。実証プラントでの後件部メンバーシップ関数は、二次燃焼空気 0～110Nm³/h、砂層温度 700～780℃、燃焼空気量 300～700 Nm³/h の範囲で SV 値を変える設定であった。

このルールを作成した根拠は、過去のデータから NOx の挙動について次の様な傾向を把握していたためであった。

表 3-12 ファジィ制御 (低 NOx 用)

前 件 部		1	2	3	4	5
	フリーボード温度					
	燃焼空気量	M	M	B	B	S
	二次燃焼空気量	M	M	M	B	S
	NOx 濃度	B	B	B	B	B
後 件 部	砂層温度	➡	➡	➡	➡	➡
	フリーボード温度					
	燃焼空気量	➡	➡	↘	↘	➡
	二次燃焼空気量	➡	➡	➡	➡	➡
	フリーボード冷却空気量					

S:Small, M:Medium, B:Big

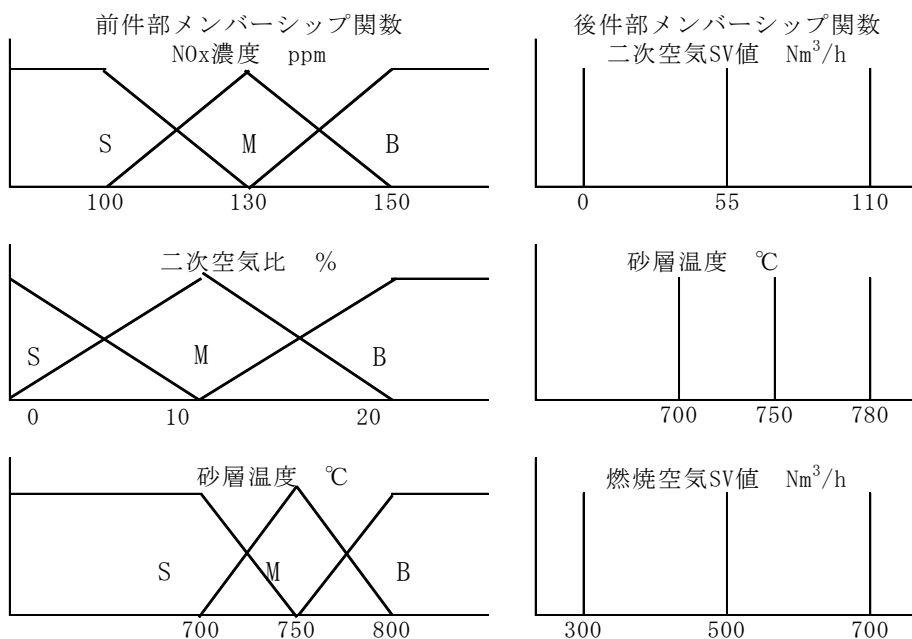


図 3-9 メンバーシップ関数

汚泥性状の影響は、汚泥中の Ca、Fe 含有量の影響が大きい (図 3-10)。Fe は、三次処理でポリ鉄を使用している処理場で多く含まれているので高分子汚泥でも注意が必要である。Ca 分は、この実験で用いた石灰汚泥に多く含まれるっており本実験では特に NOx の制御が重要であった。図 3-11 に示す様に砂層温度が、650℃以下では NOx 濃度が高い⁷⁾。空気過剰率が、1.3 以上で NOx 濃度が急激に上がる傾向にある (図 3-12)。燃焼空気量の総量と同じでも図 3-13 に示す様に二次空気量の割合を増加することで NOx 濃度を下げることができる。図 3-10 の Fe を多く含む汚泥と図 3-12 のデータは、高分子汚泥を焼却したデータで、その他の図は石灰汚泥のデータであった。

CO 濃度に関しては、NOx 濃度に比較して簡単で温度の高低と O₂ 濃度の高低を変える制御ルールのみであった。砂層温度に関しても二次燃焼空気量とオイル量を変えるだけの簡単な制御方法であった。

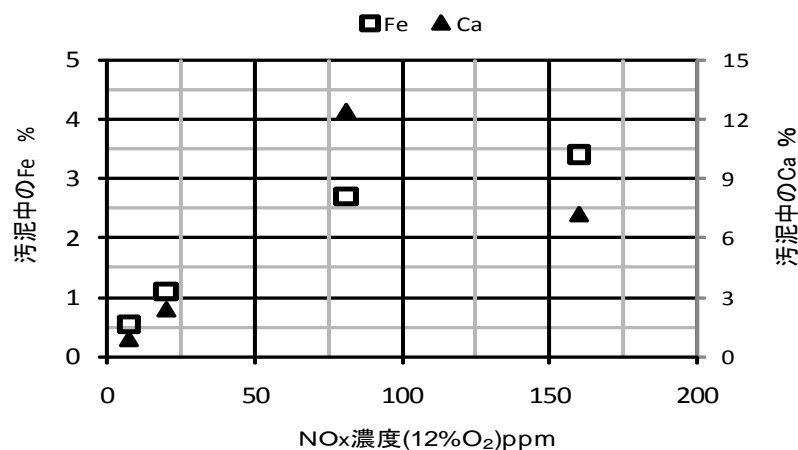


図 3-10 Fe, Ca 含有量と NOx 濃度

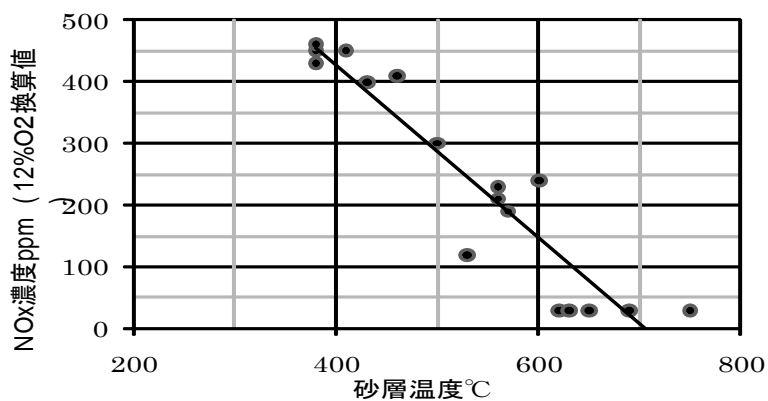


図 3-11 砂層温度と NOx 濃度

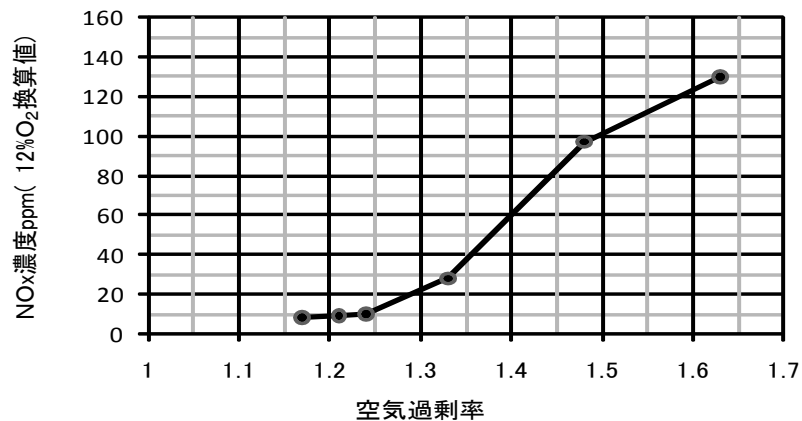


図 3-12 空気過剰率と NOx 濃度

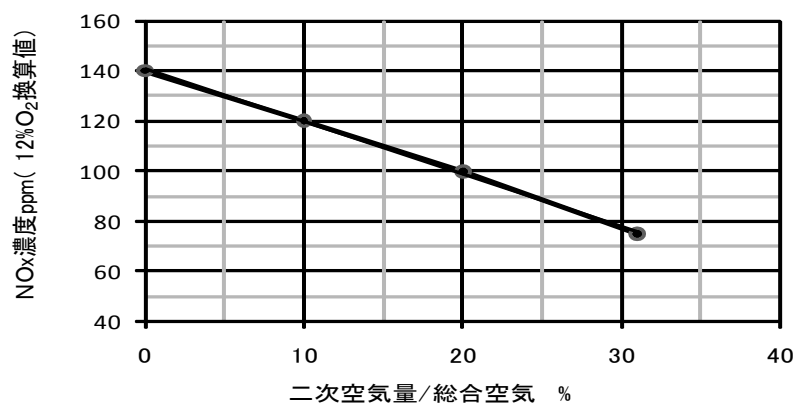


図 3-13 二次空気割合と NOx 濃度

(6) 実験方法

実証プラントの運転を手動で行い最適運転領域から外れた状態を作りだし、その後手動運転からファジィ制御に切り替えて応答性と制御結果を検証した。ファジィ制御へ切替えは、各図にカギ線で明示した。実験パターンは、①燃焼空気量 B、②CO 濃度 B、③砂層温度 S の三パターンを行った。

(B:Big, M:Medium, S:Small)

3-3-4 実証プラントでのファジィ制御実験結果と考察

(1) パターン①——燃焼空気量 B & NOx 濃度 B のケース

制御結果を図 3-14(1) 排ガス性状、3-14(2) 燃焼空気量と二次燃焼空気量、3-14(3) 炉内温度の時系列データに示した。制御前の O₂ 濃度は 8～9%と高く NOx が約 150ppm 発生していたが、ファジィ制御によって 70～100ppm の濃度に低下した。制御によって燃焼空気量が 550 Nm³/h から 400 Nm³/h まで下がりその結果 O₂ 濃度は 6～7%になった。また二次空気量は制御の初期は 50 から 100 Nm³/h に増加し NOx 濃度が減少した後 50 Nm³/h に戻った。温度は、砂層、フリーボード、

炉出口温度共にほとんど変化はなかった。

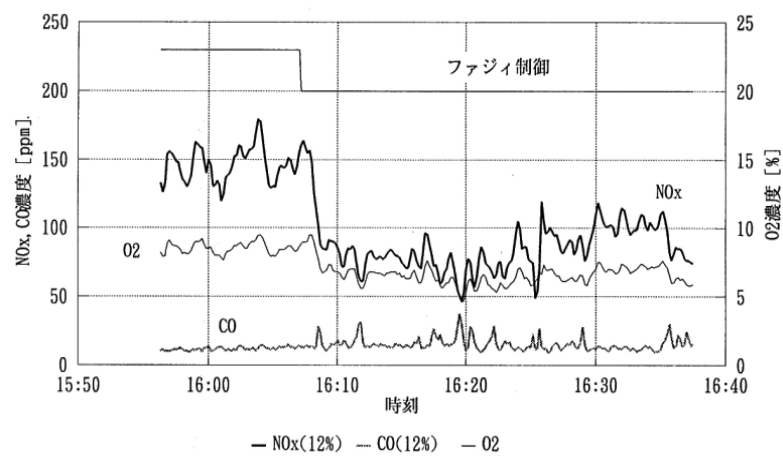


図 3-14(1) パターン①排ガス性状

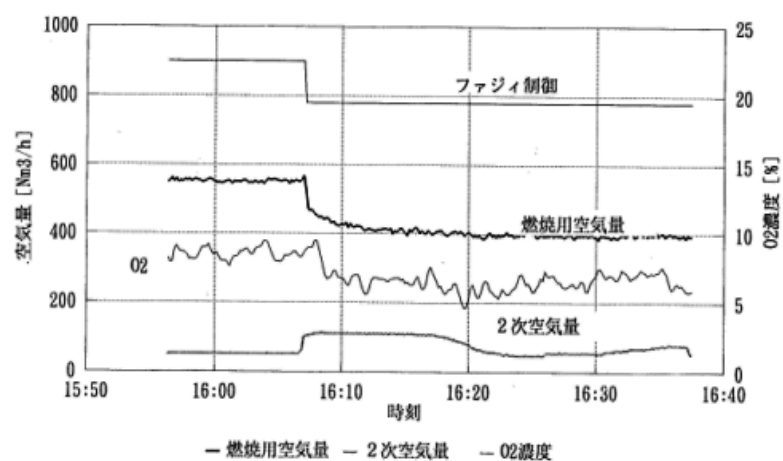


図 3-14(2) パターン①空気量

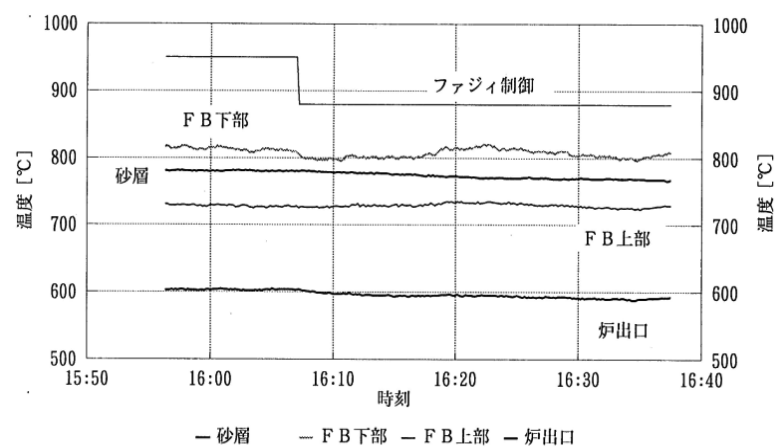


図 3-14(3) パターン①温度

(2) パターン②——CO 濃度 B のケース

図 3-15(1)～(3)にパターン②のケースの時系列データを示した。制御前は、CO 濃度が 250ppm を超える高い状態であった。砂層温度 770℃、フリーボード温度 820℃で CO が大量に発生する温度ではなかった。二次空気量が 100 Nm³/h 入った状態で O₂ 濃度が 5%以下であり砂層部では空気過剰率が 1 以下の還元雰囲気になっていると予想された。

ファジィ制御によって燃焼空気量を 330Nm³/h から 400Nm³/h に増加させ同時に二次空気量を 100Nm³/h から 50Nm³/h に減少させた。この制御によって CO 濃度は 20～30ppm に低下した。しかし NOx 濃度は、40ppm から 70～120ppm 程度まで上昇した。空気過剰率に関して相反する傾向にある NOx と CO 濃度のM点をどの数値にして低 NOx と低 CO を両立させるかが課題として出てきた。この課題は、流動層炉を納入した現場の汚泥によって異なることから現地での試行錯誤で決める数値とした。

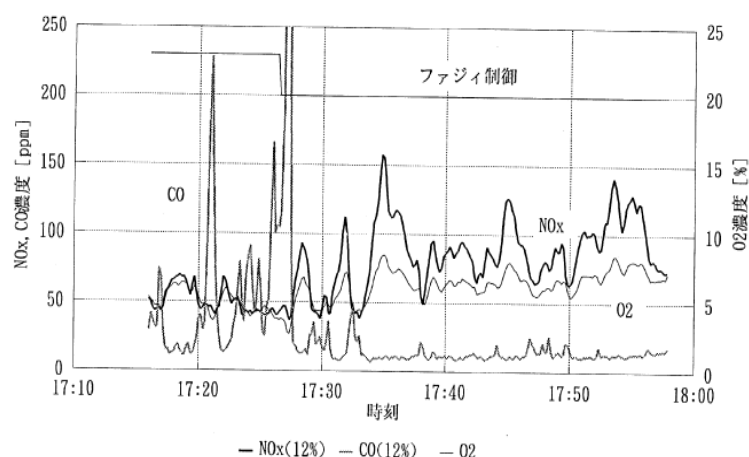


図 3-15(1) パターン②排ガス性状

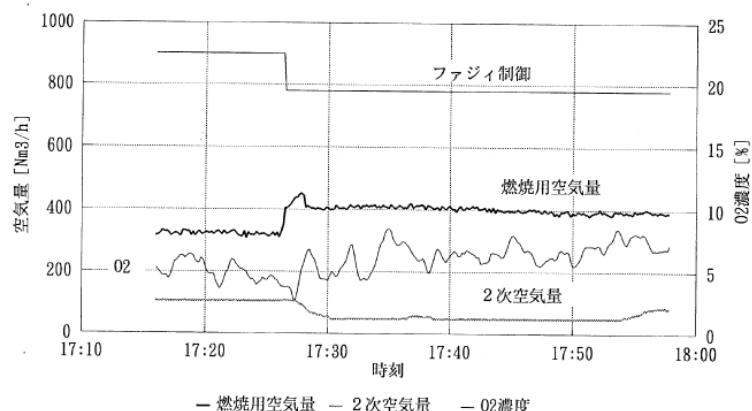


図 3-15(2) パターン②空気量

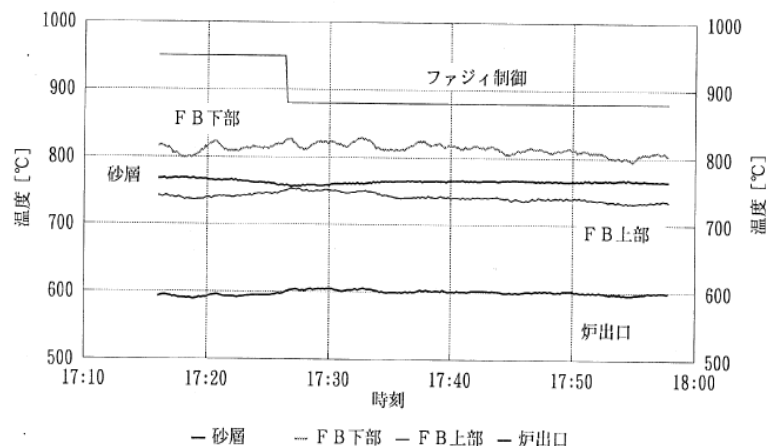


図 3-15(3) パターン②温度

(3) パターン③——砂層温度 S のケース

制御前の状態は、砂層温度が 720℃でやや低く、 O_2 濃度も 8%程度とやや高かった。その結果、 NO_x 約 150ppm と高く、CO 濃度も約 50ppm とやや高めであった。図 3-16(1)～(3)に示したようにオイル量を増やして砂層温度を上げそれに伴い燃焼空気量、二次空気量を増加し NO_x を 70～100ppm、CO を 20ppm 程度に低減した。しかし後半では NO_x が 50ppm まで下がったが CO が 50ppm まで再上昇するパターン②と同じ問題が生じた。

NO_x や O_2 の様に測定値が振れる場合や操作後の反応が早い場合は、ファジィ制御ルールに変化率を使うと応答性が早い。しかし図 3-17 に示している様にルール数が増加する。複雑化してどのルールが働いているのか判別ができない状態になりやすいので極力変化率を使用しないルールを作る方が良くと考えられ実機の制御設計の基本事項とした。

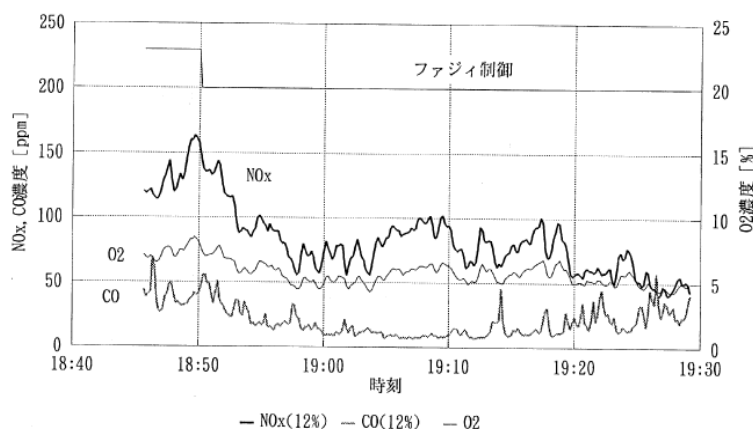


図 3-16(1) パターン③排ガス性状

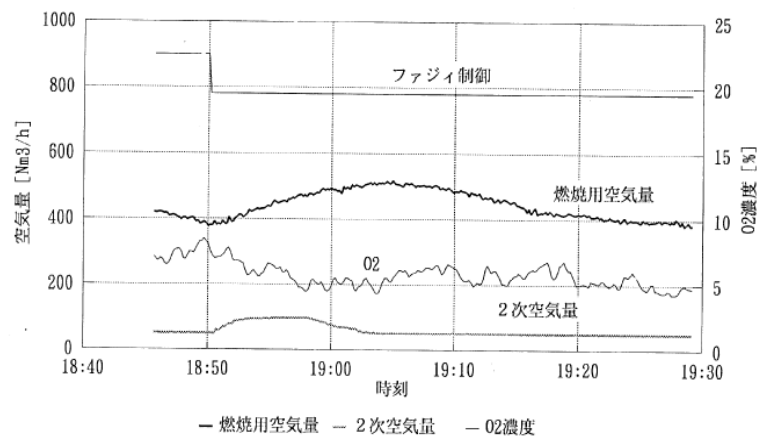


図 3-16(2) パターン③空気量

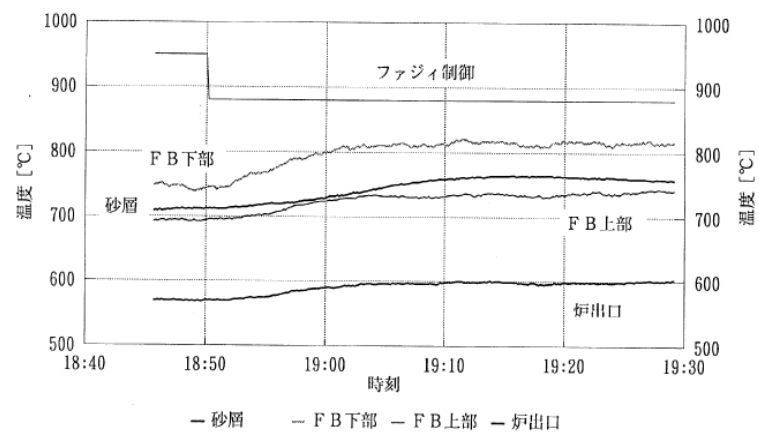


図 3-16(3) パターン③温度

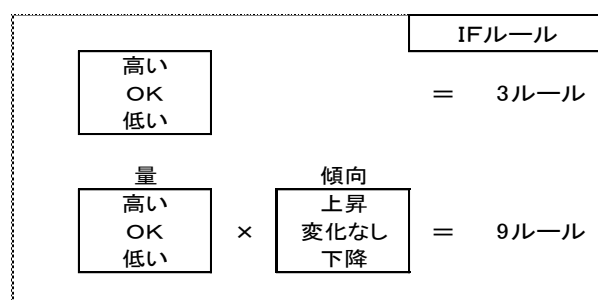


図 3-17 IF 部のルール

3-3-5 納入実機での制御結果と考察

(1) 概要

高分子汚泥を焼却処理する処理量 50t/日炉(汚泥含水率 82~85%)と 130t/日炉(汚泥含水率 78~82%)にファジィ制御を導入した。

ファジィ制御の基本ソフトは、実証プラントと同じ FRECS システムを用いた。前件部は、表 3-13 に示す様に各項目に対して 7 段階の状態レベルとし、後件部もその状態に合わせて 7 段階の出力とする基本ルールを構築した。

表 3-13 ファジィルール

IF	Then
非常に小	大きく増やす
小	増やす
やや小	少し増やす
ちょうど良い	変えない
やや大	少し減らす
大	減らす
非常に大	大きく減らす

実機の炉廻りのフローを図 3-18 に制御システムの構成を図 3-19 に示す。
図 3-19 に表示されている FBC は、Fluidized Bed Control の省略でファジコン
トロールを主体にした制御システムを商品化した際に付けた商品名である。

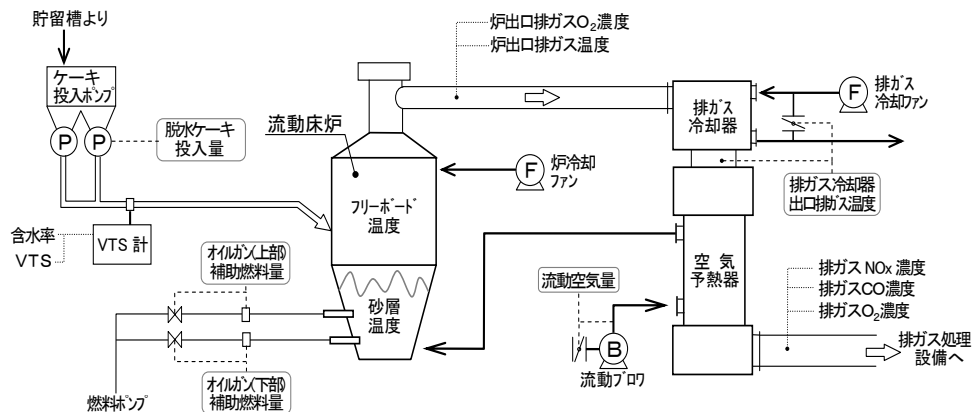


図 3-18 炉廻りのフロー

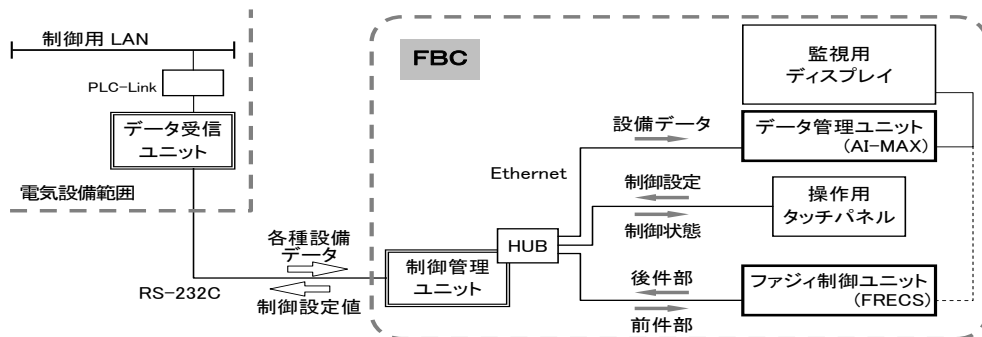


図 3-19 制御システム構成

(2) 燃料使用量の削減

50t/日炉の汚泥含水率と 1t の脱水汚泥を処理するのに使用した補助燃料の使用量データを図 3-20 に示す。ファジィ制御の効果を確認するためにファジィ制御なしで従来の制御で運転を行った結果のまとめを表 3-14 に示す。ファジィ制御時の燃料使用量は、50t/日炉平均で 61.8L/h、従来制御時は 69.0L/h となり約 10%の省エネルギー化がはかれた。130t/日炉の場合は約 18%の削減であった。50t/日炉と 130t/日炉で脱水汚泥 1t 当たりの補助燃料が大きく異なるのは 130t/日炉の処理汚泥の方が含水率が約 4%低いことによる。50t/日炉、130t/日炉共にファジィ制御の効果が確認できた⁷⁾。

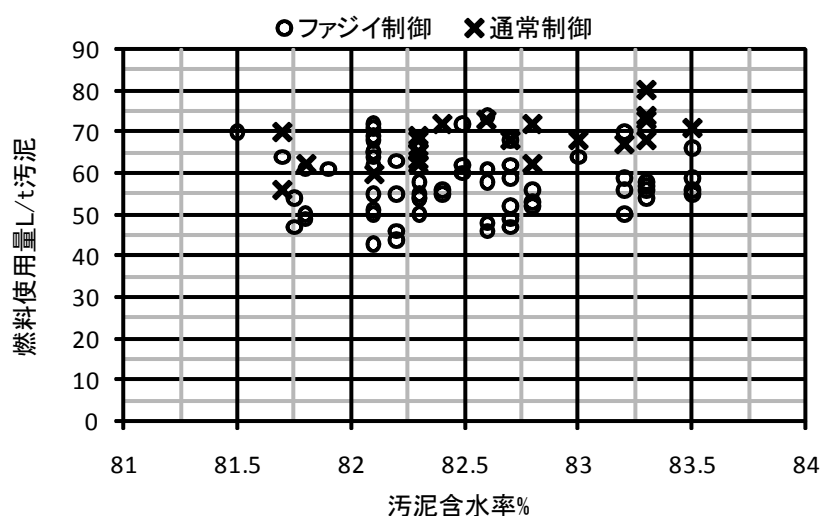


図 3-20 制御方法と燃料使用量

表 3-14 ファジィ制御の補助燃料使用量削減率

流動層炉の規模	通常PID制御	ファジィ制御	削減率
t/日炉	ℓ/h	ℓ/h	%
50	69.0	61.8	10.4
100	25.7	21.1	17.9

(3) 処理量の変更

大幅な処理量の変更は、外乱として最も大きく完成度の高い制御かどうかの判定基準になると考えられる。図 3-21 は、50t/日で処理能力を落とし 30 t /日で安定していた炉の目標処理量を 50 t /日に大幅に変更した場合の空気量、温度等の追従性を確認したデータである。目標投入量への移行は 60 分かけて燃焼空気量と共に徐々に増加させ(図 3-21 (1))、砂層温度制御用の下部補助燃料量はすぐに応答し増加、フリーボード温度制御用の上部補助燃料量は一度減少しその後少

し遅れて増加している(図 3-21(2))。フリーボード温度は約 45 分、最も反応の遅い砂層温度は約 75 分(図 3-21-3)で安定しいずれの因子も外乱に対してスムーズに安定させることができた¹²⁾。

通常制御で処理量を大幅に増減した場合、適切な燃焼空気量に変更するには熟練した運転員以外は困難であり砂層温度やフリーボード温度のハンチングが発生し炉を安定させるために数時間を要することが多い。ファジィ制御では1時間前後で安定させることができているので信頼性は高い。

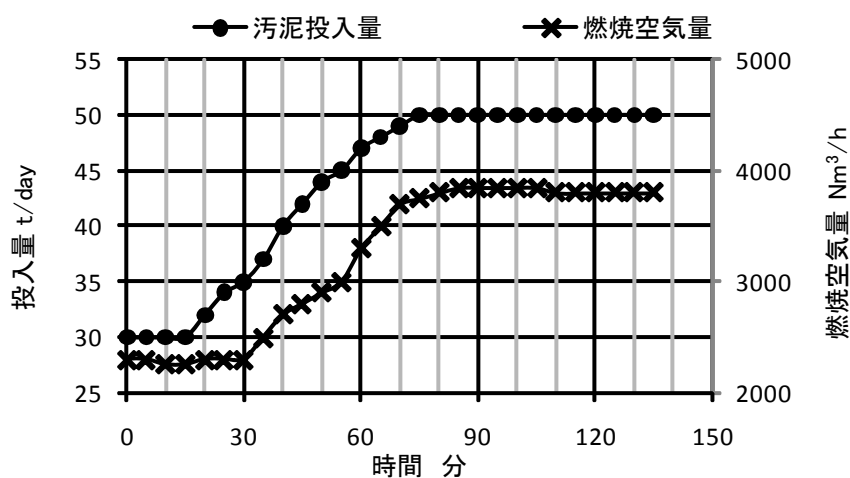


図 3-21(1) 汚泥投入量の変動

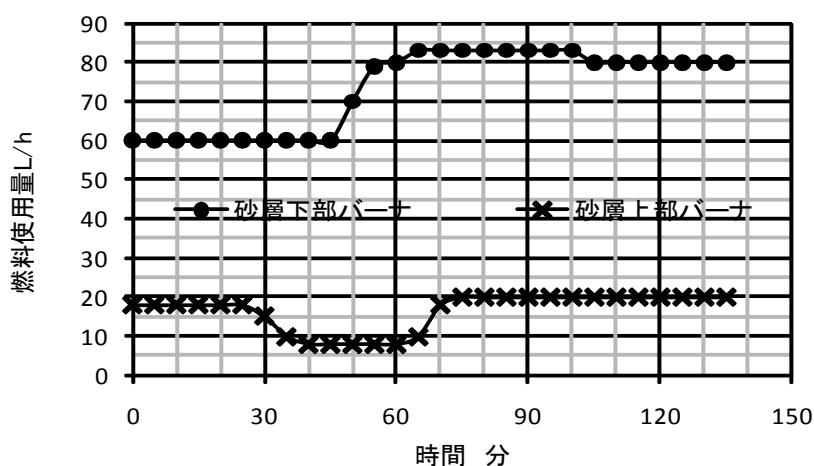


図 3-21(2) 汚泥投入量の変動

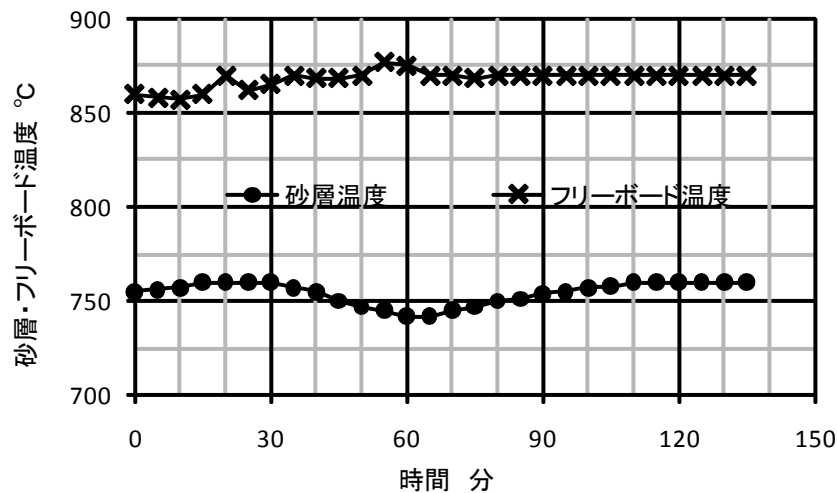


図 3-21(3) 汚泥投入量の変動

3-4 結言

ファジィ制御を用いることにより熟練した運転員と専門知識を有した設計者の技術を融合させる制御が可能であり、時代の要求にマッチした省エネルギー、クリーンな排ガス性状の実現が可能であることを確認出来た。しかし汚泥性状に最も適したファジィルールのチューニングには多大な時間(約1ヶ月)が必要であった。この時間の短縮はチューニング技術の問題ではなく汚泥性状の分析に時間がかかることに起因していた。

酸素分析計等の排ガス分析機器の安定性、耐久性の向上や瞬時に結果の出せる汚泥分析計等¹³⁾の技術確立を図り、汚泥性状などに影響を受けない普遍的なルールを構築すること、焼却炉や熔融炉だけでなく焼却システム全体でより高度な省エネルギー・クリーン排ガス化を目指すことが今後の課題である。

参考文献

- 1) 田崎光雄、清水治、古北克, 乾燥一流動炉による下水汚泥の省エネ焼却, 第23回下水道研究発表会講演集, 下水道協会, 687-689, 1986
- 2) 田崎光雄, 古北克, 下水汚泥の乾燥流動焼却システムによる低NOx燃焼, 汚泥研究年報(1984~1985年版), 環境技術研究会, 92-97, 1985
- 3) 平岡正勝, 武田信生, 汚泥焼却に伴う窒素酸化物対策, 公害と対策, Vol. 14, No. 5, 32-44, 1978
- 4) 村上忠弘, 汚泥熔融システムの技術的課題, 下水道協会誌, Vol. 26, No. 307, 11-20, 1989
- 5) 産総研北海道センター, 石炭の迅速工業分析法(熱天秤法), 技術資料12, 120-121, 1989

- 6) 清水洽, 田崎光雄, 野島智之, 下水汚泥流動床炉の燃焼解析, 第4回 EICA 研究発表会論文, 240-243, 1992
- 7) 清水洽, 田崎光雄, 野島智之, 流動床焼却炉における NO_x 低減化とファジィ制御, 第5回環境システム自動計測制御国内ワークショップ制御, 24~27, 1994
- 8) 田崎光雄, 津野洋, 高岡昌輝, 清水洽, 下水汚泥流動層炉におけるシアン化水素の挙動に関する研究, 下水道協会誌 Vol. 47, No. 574, 135-141, 2010
- 9) 田崎光雄, 津野洋, 高岡昌輝, 清水洽, 循環流動層炉による下水汚泥と固形廃棄物の混焼に関する研究, 下水道協会誌 Vol. 48, No. 579, 95-100, 2011
- 10) 田崎光雄, 野々上智規, 野島智之, 流動焼却炉における NO_x 低減化とファジィ制御, 第31回下水道研究発表会講演集, 652-654, 1994
- 11) 菅野道夫, ファジィ制御, 日刊工業新聞社, 76-84, 113-122, 2004
- 12) 坂田晃治, 吉田康之, 坂本和恵, ファジィ理論を用いた流動床炉燃焼制御装置の適用と運用状況の評価, EICA, Vol. 7, No. 2, 83-85, 2002
- 13) 清水洽, 田崎光雄, 黒田誠, 矢野正, 野々上智規, 長濱和男, 安東寛通, 脱水汚泥含水率・VTS 自動計測装置の開発, 第7回 EICA 研究発表会論文集, Vol. 3, No. 2, 29-34, 1998

4 章 廃熱回収によるエネルギーの効率化

4-1 緒言

下水汚泥流動層炉排ガスの廃熱回収方法として、①熱交換器により高温空気を回収する方法、②廃熱ボイラーにより蒸気で回収する方法の二つがある。前者は、燃焼空気の温度を極力上げて補助燃料の消費量を下げると共に、煙突から排出される排ガスの白煙を防止する目的で熱回収する方法で最も多く採用されている。一方後者は、汚泥の前処理乾燥機の熱源やタービン駆動用の蒸気を回収する際に利用される。この方法は、建設費も高いのでスケールメリットを生かした大型の流動焼却炉に採用されることが多い。ボイラーは、石炭や都市ごみを燃焼した廃熱を蒸気で回収し発電するプラント等で古くから開発が進められて技術的に確立されている。汚泥焼却に使用されている熱交換器は比較的新しい技術であり、知見の蓄積が不足している。

熱交換器を使用する場合、廃熱回収は、排ガスから空気への熱交換になり伝熱面の鋼板温度が上がるために使用温度範囲が最大 400℃までのプレート式熱交換器¹⁾などは使用できず放射式かシェル&チューブ式熱交換器の使用温度範囲になる。放射式熱交換器に比較して総括伝熱係数の高いシェル&チューブ式熱交換器が使用されることが多い。さらに亜酸化窒素の発生量を抑制するために炉内温度 850℃以上²⁾の燃焼を求められているので排ガスが高温化する傾向にある。炉内温度の高温化に伴い燃焼空気を従来の空気温度で炉に挿入すれば補助燃料の増加につながることから、高温排ガスー高温燃焼空気回収の技術が求められている。この課題については 6 章の 6-4 で詳細に述べる。

シェル&チューブ式熱交換器の技術的課題は、二つある。第一の課題は、排ガスの性状によっては高温腐食を起こし破損し易いことである。第二の課題は、排ガス温度が高くなった場合に熱応力によってパイプと管板の溶接部が破損するトラブルが発生し易いことである。

高温腐食は、排ガス性状と熱交換器伝熱面の温度条件によって発生するので同じ条件であればシェル&チューブ式以外の放射式熱交換器でも発生する。放射式熱交換器は、内筒の径が大きいために構造上の観点から板厚がシェル&チューブ式の 2 倍以上厚くなる。また径が大きいことから内筒側から補修も容易に可能であるために補修の困難なシェル&チューブ式ほど問題になることはなかった。高温腐食の課題については、原因究明と共にラボテストによって脱水機の薬注条件によって腐食物質の発生量が異なること、付着物の分析による腐食原因の究明、熱交換器のパイプ材質についての研究、高温腐食の発生する温度域についての調査を行った。

シェル&チューブ式は、多数のチューブが管板に溶接されている。チューブ全体の熱膨張はエクспанションによって十分な伸びシロを確保しているが個々

のパイプの熱膨張差は考慮してなかった。仮に個々のパイプの熱膨張差を考慮して全てのパイプにエクспанションを取付けると大型機では数百本のパイプに取付けることになり現実的ではなく他の手段による解決が必要であった。この熱応力による破断箇所は特定されているのでその部分の温度を下げることによって材料と溶接部の許容応力を上げる方法を選択し各部の温度・応力測定、コンピュータシュミレーションで解析を行って実機に活用し、排ガス・燃焼空気の高温化に耐える熱交換器の研究開発を行った。

4-2 熱交換器の高温腐食

熱交換器で熱量を回収する場合、ガスと空気の流れ方向の違いで並流方式と向流方式がある。低温流体側の回収温度は、向流方式の方が高くとれる。低温側の流体(空気側)温度を熱交換器入口排ガス温度近くまで高くする空気予熱器の場合は向流方式しか昇温できない。空気予熱器の流れの後段に設置する白煙防止用交換器は、低温腐食を避けるために並流方式を採用し排ガスの低温側管壁温度を上げることによって問題の発生はなかった。

高温腐食は、石灰汚泥を焼却しているプラントのシェル&チューブ式熱交換器で発生することが多かった。石灰と共に塩化第二鉄を凝集剤として脱水時に添加しているのでハロゲン化合物による高温腐食であると推定された。流動焼却炉の排ガス中の HCl 濃度の測定結果は、5～620ppm と測定日によって大きく異なっていた。また石灰汚泥の焼却で高温腐食を起こす場合と起こさない場合があり、どのような石灰汚泥が高温腐食の原因物質と推定される揮発性塩素(V-Cl)を発生し易いかを確認するラボテストを行った。

4-2-1 揮発性 Cl の発生量

高温腐食を起こしたA処理場の脱水機は、フィルタプレス脱水機で汚泥の性状に応じて石灰の添加率を固形物当たり 20～40%に変化させていた。一方塩化第二鉄の添加率は固形物当たり 11%と固定して汚泥を凝集させていた。

ラボテストの目的は、高温腐食に影響を及ぼすと考えられる揮発性 Cl の発生量の変動が凝集剤添加率の変化に原因があるかを把握することであった。

(1) 実験方法

塩化第二鉄(塩鉄)の添加率を濃縮汚泥固形物当たり 11%として、石灰(消石灰)の添加率を濃縮汚泥固形物当たり 20、30、40、50%に変え、ろ布固定式の圧縮機付きフィルタプレス小型試験機を用いて脱水した。脱水した汚泥を図 4-1 に示す管状炉を用いて 800℃で燃焼させて排ガス中の揮発した HCl などを吸収瓶で捕集し分析した。脱水汚泥中の Ca, Fe, K, Na、燃焼性(V) -S, トータル(T) -Cl, V-Cl についても分析を行った。

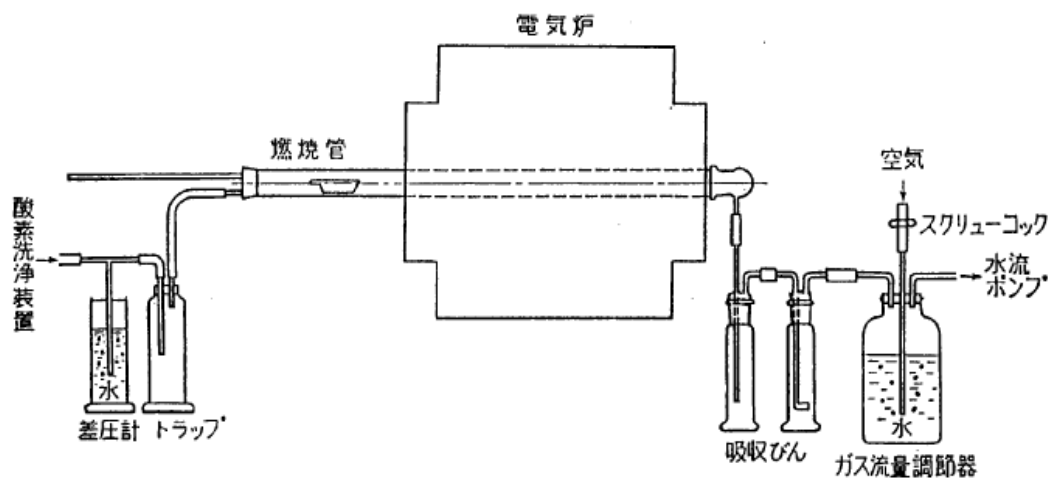


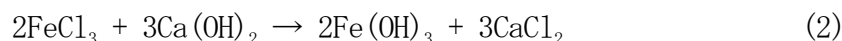
図 4-1 排ガス発生装置

(2) 分析方法

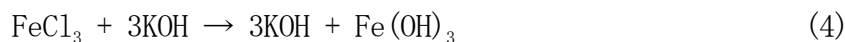
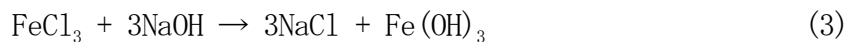
管状炉から排出された HCl は、JISK0107(1995)「排ガス中の塩化水素分析法」に基づき 0.1M の NaOH に吸収させてチオシアン酸水銀(Ⅱ)吸光光度法で分析した。汚泥中の金属類(Ca, Fe, K, Na)は環水管第 127 号³⁾に準拠して分析した。V-S は燃焼重量法、T-Cl は燃焼比色法で分析した。V-Cl は前述の HCl 濃度測定値から求めた。

(3) 結果と考察

脱水試験の結果を表 4-1 に示した。濃縮汚泥 20kg、固形物濃度 2.81%の汚泥の脱水性能を表している。データからこの汚泥に対する凝集剤は、少なくとも塩鉄 11%で消石灰 30%の添加率が必要で、消石灰 40%添加でろ過速度が最高になりそれ以上消石灰を添加しても脱水性能に影響はなかった。表 4-2 の脱水汚泥の分析結果から Ca、T-Cl 共に添加した量に比較して汚泥中に移行した量は少なくろ液側に移行したかガス状になって飛散した量が添加量の 85~95%と圧倒的に多かった。消石灰添加量と脱水汚泥中の Ca 濃度、(V-Cl)/(T-Cl)の関係を図 4-2, 4-3 に示した。この図から消石灰添加量が少ないと V-Cl が増加する傾向にあることが判る。塩化第二鉄と消石灰を汚泥に加えることにより下記の反応が生じると考えられる。



塩化第二鉄は、高温腐食の原因となる低沸点のアルカリ土類金属²⁾との反応によっても沈降性の良い $\text{Fe}(\text{OH})_3$ と金属塩化物を生じる。



反応に余剰となった $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ は、融点(MP) 37°C 、沸点(BP) $280^\circ\text{C}^{(4)}$ であり炉内で分解し、 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 、 $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 、 FeO 、 Fe_2O_3 などの形態になり Cl_2 や HCl を排ガス中に放出すると推定される。

表 4-1 脱水試験結果

RUN			1	2	3	4
時間	ろ過時間	分	15	15	15	15
	圧搾時間	分	20	20	20	20
	工程処理	分	45	45	45	45
濃縮汚泥	pH	—	4.93			
	伝導度	mS/cm	2.48			
	調整量	kg	20	20	20	20
塩	濃度	%	2.81	2.81	2.81	2.81
	濃度	%	38	38	38	38
	pH	—	3.30	3.33	3.22	3.16
鉄	伝導度	mS/cm	5.54	5.63	5.60	5.55
	添加量	g	162.7	162.7	162.7	162.7
	有効成分	g	61.8	61.8	61.8	61.8
消石灰	添加率	%	11.0	11.0	11.0	11.0
	濃度	%	10	10	10	10
	pH	—	12.47	12.33	11.02	8.76
汚泥	伝導度	mS/cm	10.96	10.50	8.09	8.07
	添加量	g	2,810	2,248	1,686	1,124
	有効成分	g	281	225	169	112
汚泥	添加率	%	49.9	40.0	30.0	20.0
	湿重量	g	791.5	756.9	578.5	372.4
	厚み	mm	5~16	5~16	4~14	—
ろ過	剥離性	—	○	○	△	×
	含水率	%	58.8	60.9	63.1	71.1
	脱水汚泥DS量	g	203	196	151	82
ろ過	ろ過速度	kgDS/m ² h	1.9	1.9	1.4	0.8

表 4-2 脱水汚泥分析値(脱水テスト、単位：%ドライ)

RUN	1	2	3	4	測定方法
添加率					
Ca(OH) ₂	50	40	30	20	
FeCl ₃	11	11	11	11	
Ca	14.5	11.3	8.2	5.6	環水管第127号に準拠
Fe	3.4	4.1	4.2	4.3	環水管第127号
K	0.15	0.14	0.14	0.16	環水管第127号に準拠
Na	0.06	0.06	0.06	0.07	環水管第127号に準拠
V-S	<0.05	<0.05	0.10	0.05	燃焼重量法
T-Cl	0.33	0.48	0.52	0.50	燃焼比色法
V-Cl	0.05	0.11	0.15	0.16	

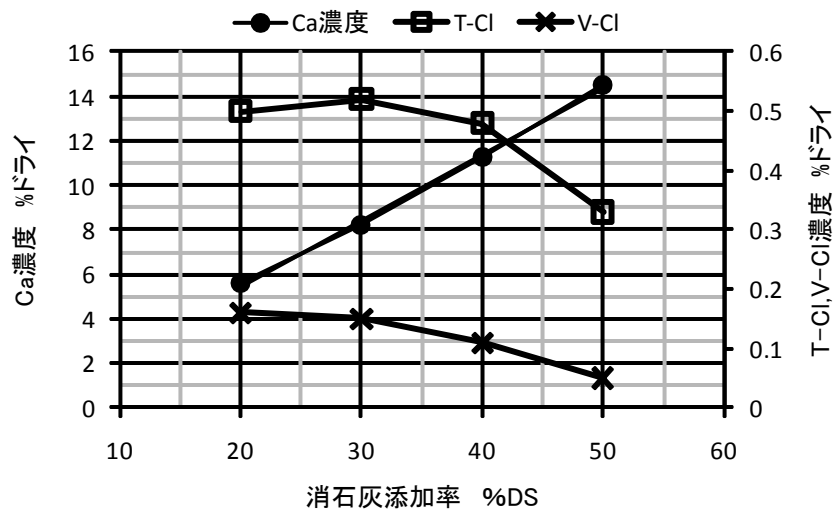


図 4-2 消石灰添加率と汚泥中の Ca, Cl 濃度

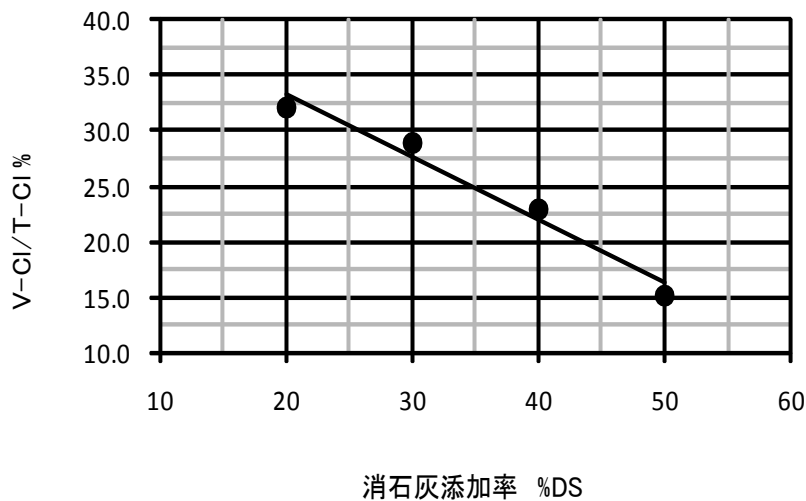


図 4-3 消石灰添加率と V-Cl/T-Cl 比率

実際に稼働中の脱水機からサンプリングした脱水汚泥の分析値を表 4-3 に示した。A～E のデータは、測定日の異なるデータで、炉出口で測定した排ガス中の HCl 濃度に大きな差があった。この原因は、脱水時の消石灰の添加量による差であると推定され、高濃度の HCl 排出は焼却設備の腐食に大きな影響を与えること

になった。

表 4-3 脱水汚泥分析

項目	単位	A	B	C	D	E
含水率	%	67.08	64.64	65.1	63.7	67.1
熱灼減量	%	67.99	68.54	68.53	71.4	66.8
C	%dry	31.54	32.22	31.63	33.04	31.83
H	%dry	4.9	5.08	4.98	4.86	5.56
O	%dry	33.57	29.86	26.55	29.59	4.63
N	%dry	3.44	3.5	4.4	3.55	4.03
V-S	%dry	<0.05	<0.05	<0.05	0.06	0.13
V-Cl	%dry	<0.05	<0.05	0.14	0.03	0.04
T-S	%dry	0.13	0.16	0.17	0.56	0.51
T-Cl	%dry	0.49	0.66	0.61	0.89	0.13
Ca	%dry	6.3	7.69	—	—	—
Fe	%dry	3.46	3.96	—	—	—
K	%dry	0.16	0.18	—	—	—
Na	%dry	0.08	0.08	—	—	—
Cu	mg/kg	120	110	—	—	—
pH(27°C)	—	10.8	10.6	—	—	—
炉出口排ガスHCl mg/Nm ³			—	77	624	97

4-2-2 熱交換器付着物と材質検討

稼働後6カ月の点検で排ガスラインの腐食が進行中であり特に図4-4に示している No. 1 空気予熱器での腐食が進んでいるので、付着スケールの調査とテストピースによる暴露テストを実施した。排ガスに接するパイプ材質は、SUS310S-TPSであった。

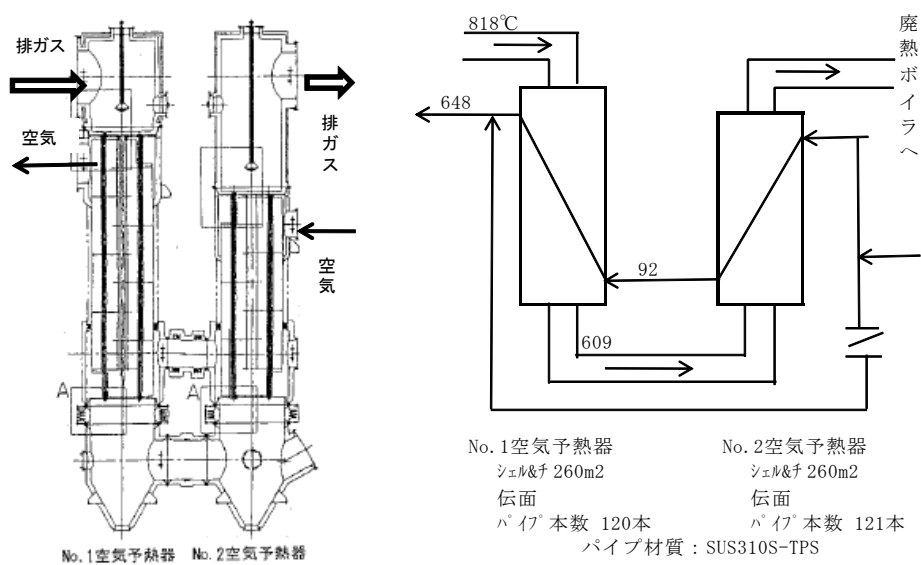


図 4-4 空気予熱器

(1) 調査方法

① 付着スケールのサンプリングと分析

腐食の進行が激しい No. 1 空気予熱器下部伝熱管に付着しているスケールを採取し蛍光X線法、ICP 法、原子吸光法で定性分析し元素を絞り込み定量分析と組成同定を行った。

定量分析は、T-Fe, M-Fe, FeO, Ni, Cr, Na, K, T-Ca, Cl, S について行った。定量分析方法は、下記の方法で行った。

T-Fe: JISM8216 (二クロム酸カリウム滴定法) 準拠

M-Fe: JISM8213 (臭素メタノール溶解分離・EDTA滴定法) 準拠

FeO: JISM8216 (不活性ガス雰囲気塩酸溶解・二クロム酸カリウム滴定法)

Ni, Cr, T-Ca: 誘導結合プラズマ発光分光分析法

Na, K: 原子吸光分析法

Cl: 燃焼-チオシアン酸第二水銀硝酸第二鉄吸光光度法

S: 燃焼-赤外線吸光法

組成同定法: X線解析、装置; RAD-RC/理学電機製

② テストピース暴露テスト

ハロゲン化合物による高温腐食が想定され耐久金属として表 4-4 に示す金属を No. 1 空気予熱器下部に取付けて半年後に回収し重量変化、ミクロ組織の観察を行う。テストピース形状: 20×30^W×露出部約 50^L×3~5t、吊下げ用穴: φ 3mm、ミクロ観察: 光学顕微鏡を用いて観察

表 4-4 テストピース成分表⁵⁾

No.	材 質	Cr	Ni	Mo	C	Mn	P	S	Si	備 考
1	SUS310S	24	19	—	<0.08	<2	<0.04	<0.03	<1.5	
2	SUS316	16	10	2	<0.08	<2	<0.04	<0.03	<1.0	
3	NF 709	21	28	1.0	<0.1	<1.5	<0.03	<0.01	<1.0	新日鉄Nb0.1,Ti0.2
4	YUS 170	23	12	0.5	<0.06	<2	<0.040	<0.030	<1.5	新日鉄
5	インコネル625	21.5	62	9	<0.1	<0.5	—	—	<0.5	Al,Ti<0.4
6	シクロマルNo.12	23	0		<0.01	<0.5	<0.3	<0.06	1.25	大同特殊
7	NF 709R	21.5	22	1.0	<0.04	<1.5	<0.03	<0.01	<1.0	新日鉄Nb0.1,Ti0.2
8	MN 25R	23	13	0.5	<0.025	<2.0	0.04	<0.03	<0.7	
9	サトビツク253MA	20	10	—	<0.10	<0.8	<0.04	<0.03	1.7	Sandvik スエーデン

(2) 調査結果と考察

① 付着スケール

No. 1 熱交換器の下部の管壁温度は約 600℃でこの管壁に付着した付着スケールの分析結果(表 4-5)から金属類と反応して低沸点化合物を形成する Cl が 6.4%と高濃度で検出された。反応する金属として K が 4.6%、Na が 0.95%、Ca が 8.32% 検出された。KCl、NaCl、CaCl の熔融温度は、単体ではそれぞれ 776℃、800℃、772℃⁴⁾であるが図 4-5 の三成分状態図⁶⁾から 500~760℃の低い温度で熔融塩を作

る。この熔融塩は、金属面と高温反応を起こし KFeCl_4 , NaFeOCl_4 , K_3CrCl_6 などを生成し蒸発—反応を繰り返し耐腐食鋼であるステンレス鋼でも腐食が進行する結果になったと推定された。組成同定の結果、主要な組成は KCl 、 Fe_2O_3 、 CaSO_4 、 NiFe_2O_4 が主成分で NaCl 、 FeCr_2O_4 、 $\gamma\text{-Fe}_2\text{O}_3$ が検出され前述の仮定が裏付けられた。

表 4-5 付着物定量分析結果

T-Fe	M-Fe	FeO	Ni	Cr	Na	K	T-Ca	Cl	S
28.0	0.57	0.81	6.24	8.92	0.95	4.60	8.32	6.40	1.80

KCl-NaCl-CaCl_2

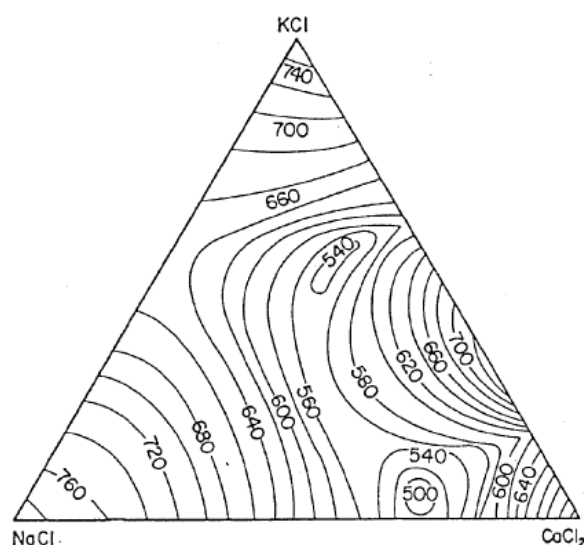


FIG. 1410.—System KCl-NaCl-CaCl_2 .

F. C. A. H. Lantsberry and R. A. Page, *J. Soc. Chem. Ind.*, 39, 40T (1920).

図 4-5 三成分状態図

②テストピース暴露試験

半年間 No. 1 空気予熱器に放置した後の各試料のサンプルの外観写真を図 4-6 に損耗量を表 4-6 に示した。いずれの試料とも錆の発生が激しく褐色あるいは黒褐色で全面腐食の形態を示していた。テストピース表面のスケール付着状況が激しいので母材を傷つけないように表面のスケールを金ブラシで落とし、水洗、乾燥後に重量測定を行った。

空気予熱器のパイプに使用している SUS310S に比較して最も耐腐食性を示したのは Ni 合金のインコネル 625 であり腐食量は 1/3.2 倍であり、次に Si を比較的多く (1.7%) 添加したサンドビック 253Ma (20Cr-10Ni) は 1/2.7 倍の腐食量であった。Si が SiO_2 の保護膜を形成し浸食を抑制する効果⁷⁾が確認され、25Cr-20Ni に 5%Si を添加して腐食性が約 2.6 倍向上した松野の報文⁸⁾と Cr、Ni の配合比は異なるが同様の結果となった。

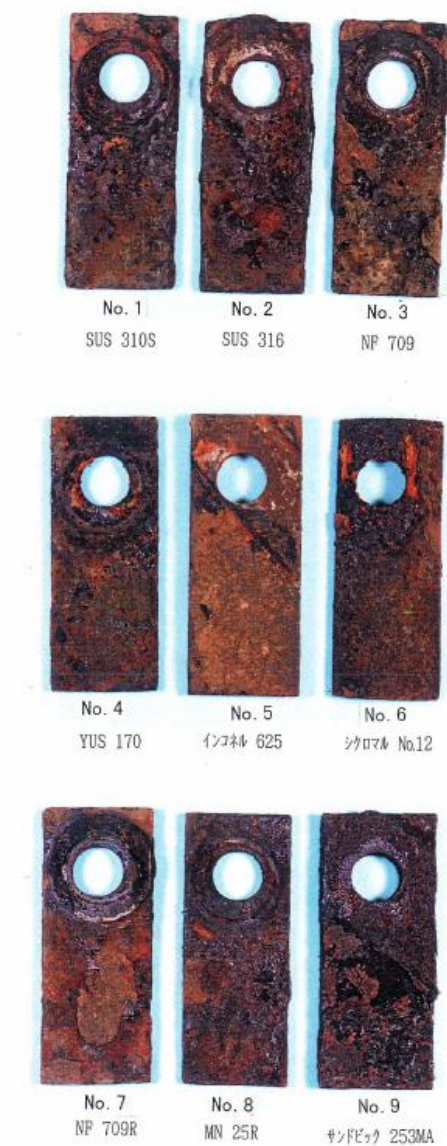


図 4-6 テストピース写真

表 4-6 テストピース損耗量 (6 カ月運転)

No.	材 質	試験前重量g	試験前重量g	損耗量	
				g	%
1	SUS310S	35.869	29.14	6.729	18.8
2	SUS316	36.026	27.11	8.915	24.8
3	NF 709	36.047	30.6374	5.409	15
4	YUS 170	35.762	28.077	7.716	21.6
5	インコネル625	67.00	63.25	3.75	5.6
6	シクロマルNo. 12	36.00	31.12	4.88	13.6
7	NF 709R	36.134	31.755	4.379	12.12
8	MN 25R	35.849	28.458	7.391	20.62
9	サントビック253MA	60.2	55.912	4.028	6.99

Mo の入った耐腐食ステンレス鋼である SUS316 の腐食性は SUS310S より多少劣る傾向にあり、全面腐食に対して Mo の効果はなかった⁹⁾¹⁰⁾。

光学顕微鏡による組織写真の代表例として図 4-7 に SUS310S の組織を示した。どの試料も程度は異なるが同じ傾向にあり表面に形成された酸化層を通して母材表面に酸化が進行し、粒界酸化、粒界剥離を生じていた。この結果からこの排ガスに最も適したパイプ材質としてはインコネル等の高 Ni 鋼かオーステナイト系のステンレスに Si を添加した鋼種であると考えられる。

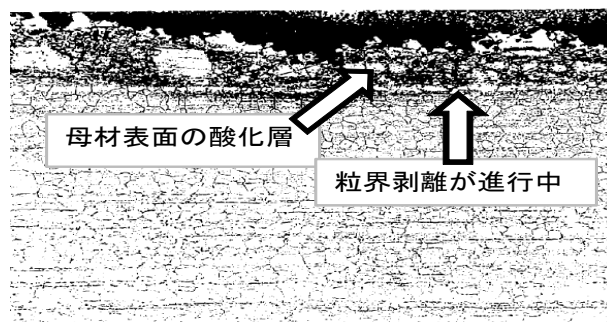


図 4-7 光学顕微鏡写真 試料 No. 1

4-2-3 伝熱管温度と減肉量

No. 1 空気予熱器の伝熱管は、テストピースの腐食状況から肉厚 3mm の限界まで腐食が進行していることが推定され空気予熱器を交換した。管壁の温度と腐食との傾向を調べるために交換した予熱器のパイプを切断し上部(高温ガス・高温空気)からの距離と板厚の減肉量を測定した。また上部、中部、下部付近のパイプを切断しパイプ内部(排ガス通過側)のスケールをサンプリングしてスケールの成分を分析した。

(1) 測定方法

伝熱管の上部から 500mm ピッチで測定し、各々の位置について円周方向 4 か所の管の残存肉厚を測定し当初の板厚 3mm から減算し減肉厚みとした。

測定機器：ポイントマイクロメータ (NSK/JAPAN MICROMETER MFG)

超音波厚み計 (Thickness Meter PD-30/三菱電機株)

(2) スケールの分析方法

各成分は下記の分析方法で分析した。

S: JISG1215 赤外線吸収法

Cl: JISR3105 燃焼-チオシアン酸第二水銀硝酸第二鉄吸光光度法

Na: JISM8207 原子吸光分析法

K: JISM8208 原子吸光分析法

その他: JISG1258 誘導結合プラズマ発光分光分析法

(3) 結果と考察

熱交換器の伝熱計算より伝熱パイプの管壁の温度を想定し、高温排ガス・高温空気側の上部からの距離と管壁温度、板厚の減肉量、管内部に付着していたスケール量を図 4-8、4-9 に示した。管壁温度が 670℃以上では伝熱管はほとんど腐食せず、600～650℃の範囲に腐食のピークがあった。排ガスが通過する伝熱管内部に付着していたスケール量と減肉量は正の相関を示し 670℃以上の温度では管壁に付着したスケール量が大幅に少なかった。伝熱管の中間から下部で上部と比較して多く検出された付着スケール中の Na、K、Zn、Cl がそれぞれ溶融塩となって金属を腐食させたと推定されデポジット(付着物)による高温腐食と推察された。

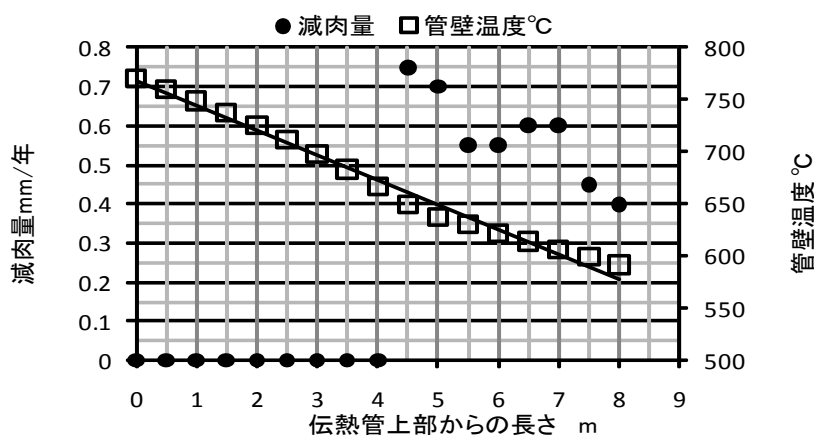


図 4-8 伝熱管長さと温度, 減肉量

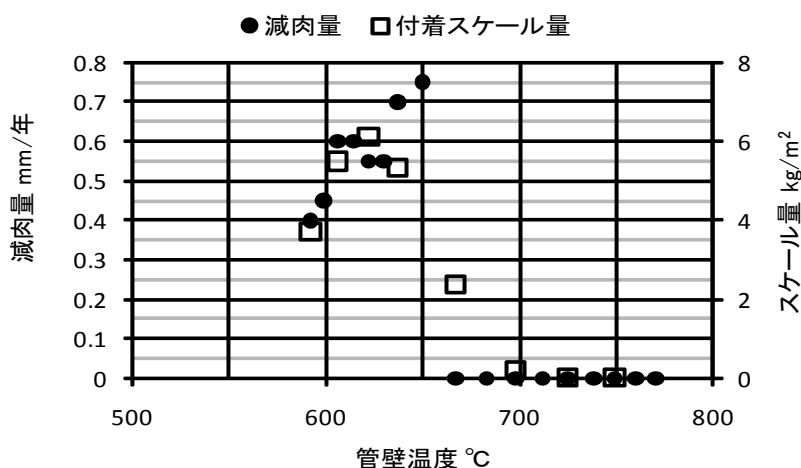


図 4-9 管壁温度と減肉量・スケール量

高分子系汚泥では、Cl の含有量は少ないが S の含有量が多い。排ガス中の SO_2

濃度も数百 ppm になるが高温硫化腐食は発生していない。この原因は、塩化物による塩と硫化物による塩の溶融温度の差によると考えられる。これまで述べてきた通り塩化物は 500～600℃で低沸点の塩を作り溶融して金属を腐食する。硫化物は Na_2SO_4 で 884℃、 K_2SO_4 で 1068℃⁽⁴⁾⁽¹¹⁾ の溶融点を持つアルカリ硫酸塩を生成するが塩化物の塩に比較して溶融温度が高く熱交換器の金属壁の温度領域では溶融しないと考えられる。 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7$ (融点 401℃)、 $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_7$ (融点 300℃) などのピロ硫酸塩も生成するが溶融しないで次式のように分解すると考えられる⁽¹²⁾。



高温腐食の発生する温度域を避けるためには熱交換器に変えて廃熱ボイラーを用いて熱回収する方法がある。ボイラーを使用すると温水または蒸気とボイラ鋼管の熱伝達量が、排ガスとボイラ鋼管との熱伝達量と比較して約 100 倍程度大きくなる⁽¹⁾。したがってボイラー鋼管の温度は内部の温水あるいは飽和蒸気温度に近くなり高温腐食を起こす温度まで上昇しない。

4-3 高温熱交換器の研究

従来の熱交換器(空気予熱器)では排ガス温度が 800℃で空気温度 max650℃が限界であった。シェル&チューブの高温側の伝熱パイプと管板の溶接部分に亀裂が入り圧力の高い空気側から排ガス側に空気が漏れるトラブルが多く発生した。トラブルを防止するためにシェル&チューブ式熱交換器の前段にラジエーションタイプの熱交換器を設置して炉排ガスを冷却後にシェル&チューブ式熱交換器で燃焼用空気を加温するケース(図 4-10)もあるが建設費が上がるので採用されることは少ない。

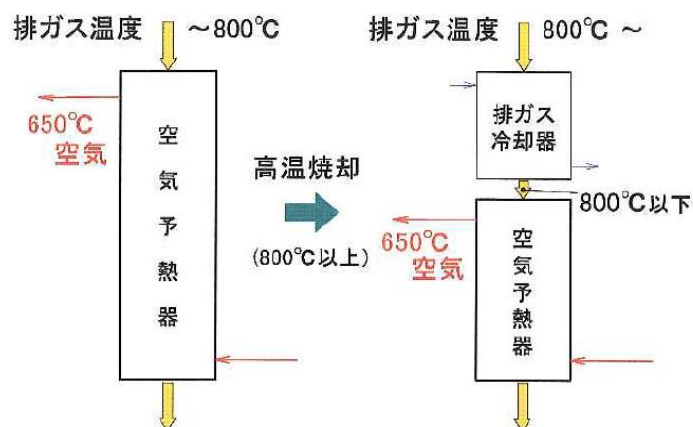


図 4-10 従来型予熱器フロー

H13年に国交省は、「下水道施設計画・設計指針と解説」で汚泥焼却炉の燃焼温度を850℃にすることを明確にして都道府県に通達を出しN₂O削減を進めてきた。地球温暖化ガスの削減でN₂Oの発生抑制を行うためには、6章で述べる様に炉内温度を850℃程度まで上げる必要がある。炉内温度を850℃に上昇させて運転しても補助燃料を増加させずにエネルギーの効率化を図るためには、熱交換器でmax650℃の空気温度を700℃程度まで上げる必要がある。したがって、この温度に機械的に耐えられる熱交換器の開発が必要となった。

熱交換器のトラブルは、空気側の静圧が排ガス側の静圧より高い為に、燃焼用空気が排ガス側にリークする事によって燃焼用の空気が不足する場合があります。炉外での異常燃焼や最悪の場合、爆発等の大きな事故に発展することがあり技術的に十分な検討を必要とした。その検討方法としてまず従来の熱回収フローで空気予熱器の破損の原因究明を行った。そのトラブル対策と並行して高温条件に耐える空気予熱器の研究開発を行った。

4-3-1 空気予熱器のトラブルと原因究明

シェル&チューブ式熱交換器のトラブルは、高温排ガスの入口側（高温空気の出口側）伝熱パイプと管板の溶接周辺部で発生している。図4-11、4-12に詳細を図示した。図4-13に溶接影響部で割れの発生した伝熱パイプとチューブカラーの写真を示した。割れは管板中心部ではなく外周部で多く発生していた。割れの発生原因は、クリープと熱疲労であると推定されたのでまず運転中の応力の大きさと管板温度を測定して対応策を検討した。次にコンピュータを用いたシミュレーションで熱応力を低くする方法について検討を行い実機に応用した。

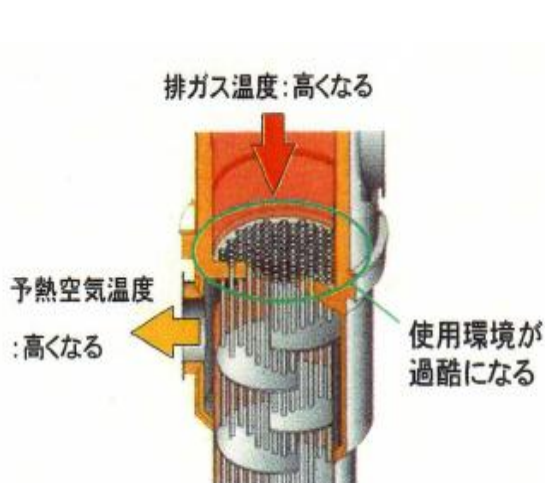


図 4-11 空気予熱器構造

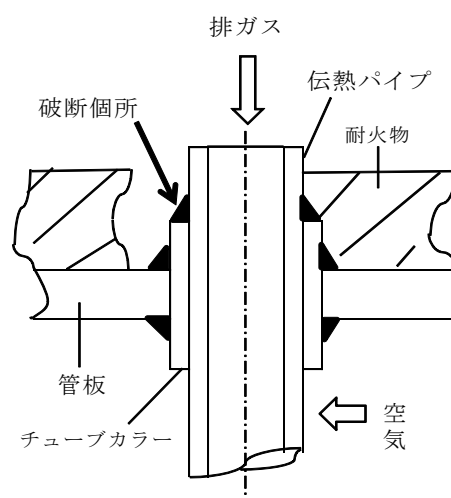


図 4-12 管板・伝熱管詳細

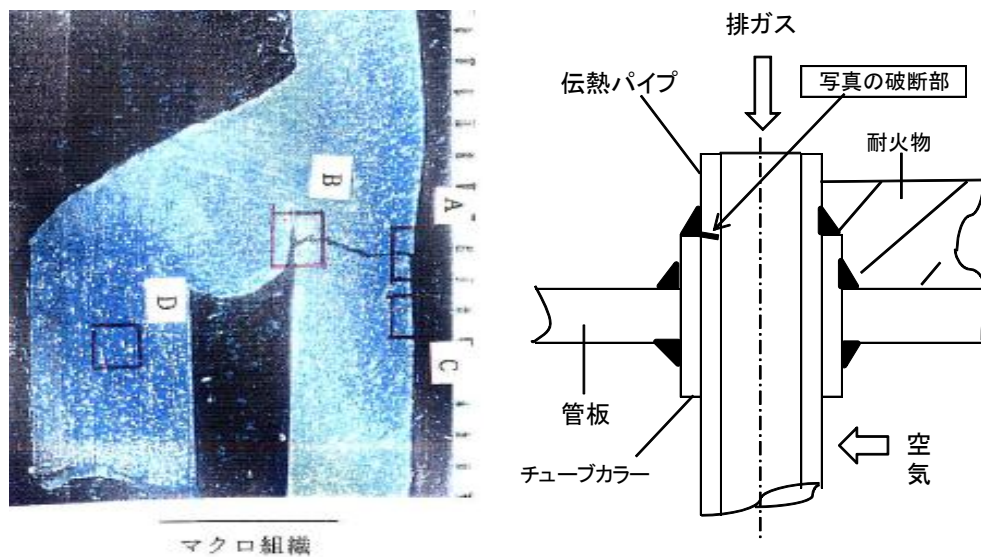


図 4-13 破断部写真

(1) 熱応力と温度測定方法

流動層炉テストプラントの空気予熱器の高温側管板で応力、温度の測定を実施した。

空気予熱器仕様：シェル&チューブ式熱交換器、伝熱面積 26m^2

シェル内径 $\phi 542$ 、伝熱管長さ 8.6m 、

伝熱管外径・本数 $\phi 76.3 \times 3\text{mmt} \times 13$ 本、

伝熱管材質 SUS310S-TPS、管板厚み 12mmt 、

管板材質 SUS309S、

歪ゲージ：(株)共和電業製 カプセル型ひずみゲージ(XYZ 用)

温度測定：パット付き K 熱電対、シース $\phi 4.8\text{mm} \times 1\text{m}$

表示演算：データロガー共和電業製 UCAM70A 型

管板の中心から 70, 170, 230, 260mm の位置に熱電対と歪ゲージを管板の上に溶接し、その位置の近くの伝熱パイプ内面に歪ゲージを溶接で取り付けた。排ガス温度が安定した時点でのデータを測定値とした。

(3) 測定結果と考察

炉排ガス温度 750°C 、予熱空気温度 550°C の条件で測定した結果を図 4-14 に示した。中心から 170mm の位置の歪ゲージはデータの発信がなかったので温度データのみになった。この結果、温度は管板中央が高いが応力は外周部分が高くなる傾向があった。管板に働く応力と伝熱パイプに働く熱応力は中心部では値に差はなかったが外周部では伝熱パイプに働く熱応力が高い結果になった。伝熱管と管板を固定している熱交ケーシングの熱膨張の差は、ケーシングにコンペンセータ(図 4-15)を設置して膨張差を逃がす構造にしている。したがって温度の高い伝熱

管全体の伸びを管板で受けてケーシングにかかる熱応力を逃がすことができる。しかし中心部の伝熱管と周辺部の伝熱管との温度差による個別の熱応力差については考慮してなかった。この傾向は熱交換器が大型で伝熱管の数が増え管板の径が大きくなるほど管板、伝熱管共に中心部と周辺部の温度差は大きくなると予想された。

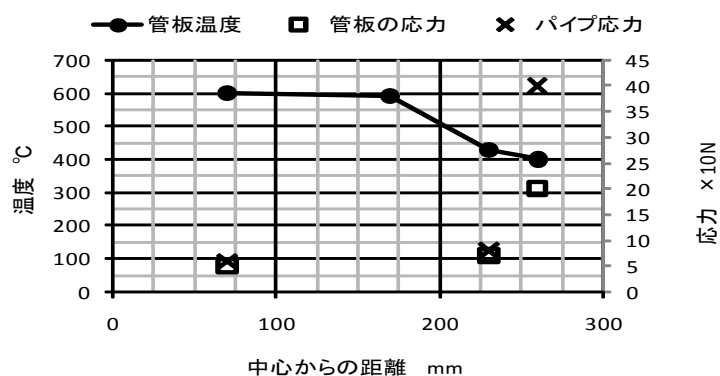


図 4-14 管板の温度・応力

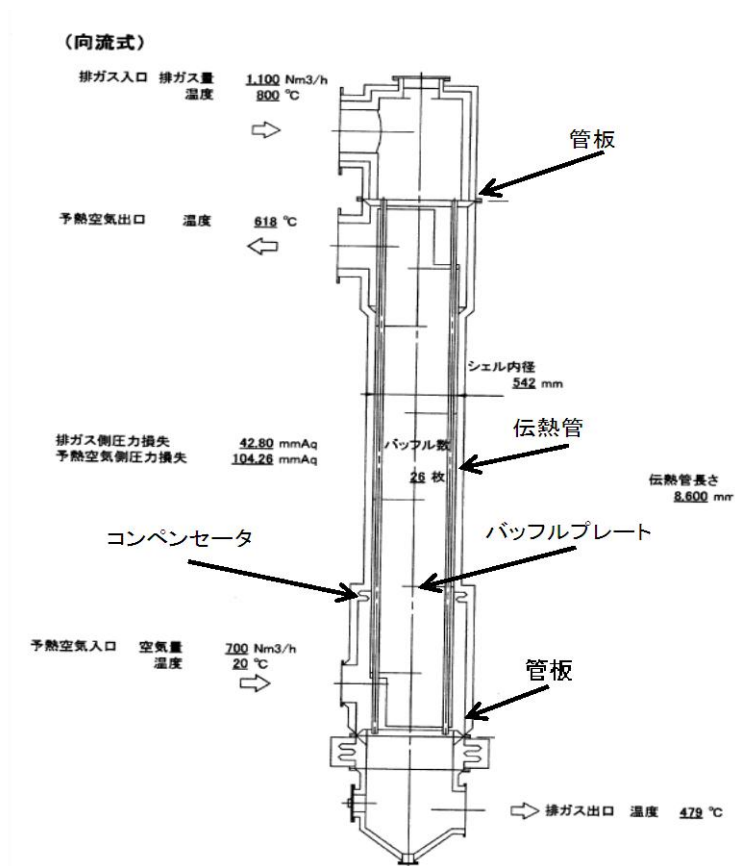


図 4-15 空気予熱器構造図

管板の中心部と外周部の温度差は、実証プラントでは 200℃ (図 4-14 より) であった。この温度差による熱膨張は 0.94mm 発生する。

$$\Delta l = 260 \times 18 \times 10^{-6} \times 200 = 0.94 \text{mm} \quad (7)$$

SUS310S の線膨張係数： $18 \times 10^{-6} / ^\circ\text{C}^{13)}$

一方中心部の管と外周部の伝熱管の温度差によって生じる伝熱管の熱膨張差は、上部から下部まで中心部が平均して 100℃ 高かったと仮定すると 15.5mm の膨張差が発生する。

$$\Delta l = 8600 \times 18 \times 10^{-6} \times 100 = 15.5 \text{mm} \quad \text{伝熱パイプ長：8600mm} \quad (8)$$

この熱膨張が上下均等に働いたとしても 7.7mm の膨張差となり伝熱管とチューブカラーの溶接部に熱応力が掛かることになり、この繰り返し熱応力によって溶接影響部に割れが発生したと推察された。伝熱パイプとチューブカラー溶接部は、低温側流体の流れない部分であり排ガス温度とほぼ同じ温度であると推定され高温であることから強度が低下していたと考えられる。

中心部の伝熱管と外周部の伝熱管に温度差ができる原因は、①バッフルプレートによる低温側流体(空気)の流れ方向の差、②外部への放熱量の差、③高温側流体(排ガス)の伝熱管入口の偏流の差が考えられる。①は、バッフルプレート(図 4-15 参照)によって管外側伝熱において中心部は直角流を外周部は平行流を受けることによって中心部と外周部の熱伝達が変わることを意味している。

$$\alpha_c = 1.38 \times T_{sa}^{1/4} \times f_a \times W_c^{0.61} / d_o^{0.39} \quad (9)^{14)}$$

$$\alpha_p = (3.55 + 0.168 \times t_{sa} / 100) \times W_c^{0.75} / d_o^{0.25} \quad (10)^{14)}$$

α_c , α_p : 管外側伝熱係数 kcal/m²h℃、c : 直角流、p : 平行流、

t_{sa} : 管外空気温度℃、 T_{sa} : 管外空気絶対温度 K、 d_o : 管外径 m

W_c : 管群に直角な流れの空気流速 Nm/sec、N: 標準状態(STP)

W_p : 管群に平行な流れの空気流速 Nm/sec、S : 配列ピッチ m

f_a : 配列係数

$$f_a = 0.596 + 0.395 / (S/d_o)^2 + 0.116 \times (S/d_o) \quad (11)$$

(9), (10), (11) 式によって α_c , α_p を求めると一般的に下記の範囲に入る。

$$\alpha_c = (1.15 \sim 1.2) \times \alpha_p \quad (12)$$

実験で用いたテストプラントの空気予熱器も約 1.2 倍 α_c が高かった。中心部の方が外周部より伝熱係数が高いことは中心部の伝熱管温度がむしろ低くなる傾向にあると推定されるので中心部の伝熱管の温度が高い原因からは除外される。

②の外部への放熱量の差については伝熱管外側を流れる低温側流体からの放熱が主であり周辺部の伝熱管への影響は少ないと考えられる。

③の伝熱管内部を流れる高温側流体の偏流は可能性が一番高いと考えられる。排ガス入口側にダンパーなどを設置して流れを変えることは可能であるが高温

であることやダストが詰まる可能性が高く別の解決手段を検討した。破損した溶接部周辺を冷却して温度を下げることによってステンレス部材の強度アップを図ることで管板部全体を保護する方法を検討実施した。

4-3-2 管板の冷却

管板部の冷却によって耐熱ステンレスの SUS310S と管板に使用している SUS309S の引張り強度は、温度 800℃で 245MPa、700℃で 372Mpa、600℃で 490MPa と冷却によって大幅に強度が上がる(図 4-16¹³⁾)。管板に SUS310S ではなく高温特性で多少落ちる SUS309S を用いたのは、SUS310S が溶接時にクラックを発生しやすいためで溶接性を重視したことによる。

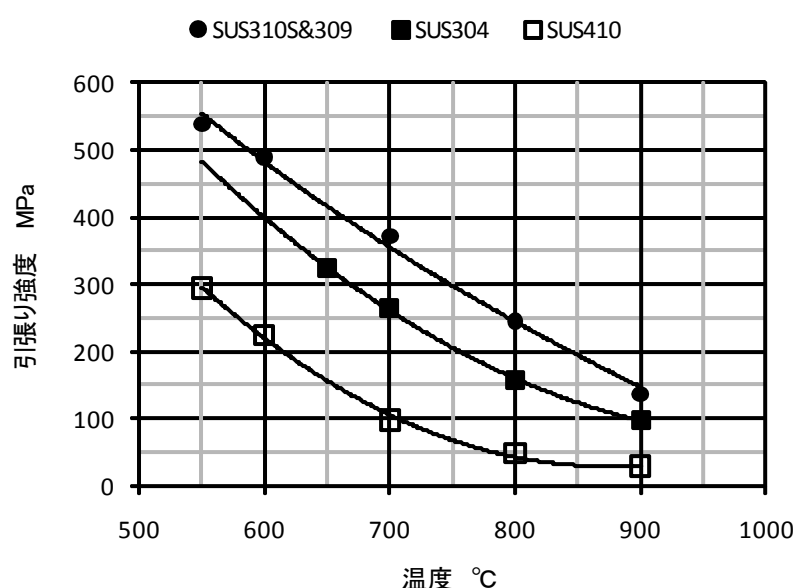


図 4-16 ステンレス鋼の温度と引張り強度

中型流動層炉(50t/日炉)で、高温対応型熱交換器に機種変更した際に高温対応していない熱交換器と高温対応型の熱交換器の両方で管板の冷却の効果を確認する実験を行った。

(1) 管板の冷却方法

下記の 50t/日炉用の空気予熱器を用いた。

型式：シェル&チューブ式熱交換器、伝熱面積 126m²

シェル内径φ1230、伝熱管長さ 9.5m、

伝熱管外径・本数φ76.3×3mmt×60 本、

伝熱管材質 SUS310S-TPS、管板厚み 24mmt、

管板材質 SUS309S、

管板の温度、熱応力の測定は実証プラントと同じ種類のセンサー、ロガーを用

いた。

歪ゲージ：(株)共和電業製 カプセル型ひずみゲージ(XYZ 用)

温度測定：パット付き K 熱電対、シース $\phi 4.8\text{mm} \times 1\text{m}$

表示演算：データロガー UCAM70A 型共和電業製

図 4-17 は対応前、図 4-18 は高温対応した熱交換器である。図 4-17 の二重管板式の冷却方法は、管板を二重構造にしてその間に冷却空気を管板外周部からを送入して管板の中心から高温空気側に逃がす構造であった。この方法は、テストプラントで熱応力を測定した結果に基づき伝熱管とチューブカラーの溶接周辺部のクラック防止対策として取り入れた方法で数か所の熱交換器ですでに実績があり効果を上げていた。しかし管板のコンニカル部および伝熱管とチューブカラー溶接部を直接冷却できないためこの部分の熱応力が大きく 850°C の高温排ガスでは破損の危険性が高いと推定された。

図 4-18 のシートカバー式管板冷却方法は、二重管板式の改良型で管板コンニカル部と伝熱管とチューブカラー溶接部を直接冷却する構造である。冷却空気は、二重管板式では空気側に入る構造であり、シートカバー式では各々の伝熱管から高温排ガス側に逃がす構造であり排ガス量が増加する懸念があった。高温排ガス・高温空気に耐えられるかどうかをコンピュータシュミレーションで解析した。

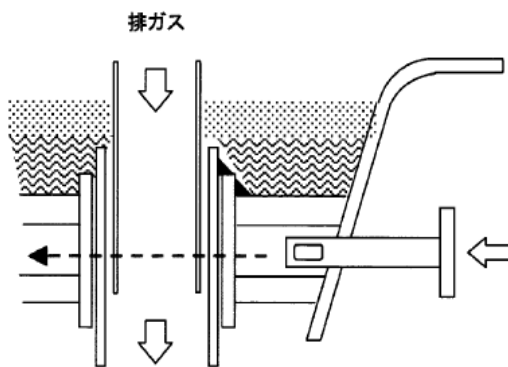


図 4-17 二重管板式

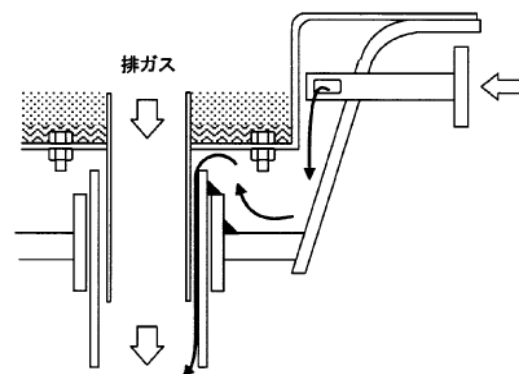


図 4-18 シートカバー式管板

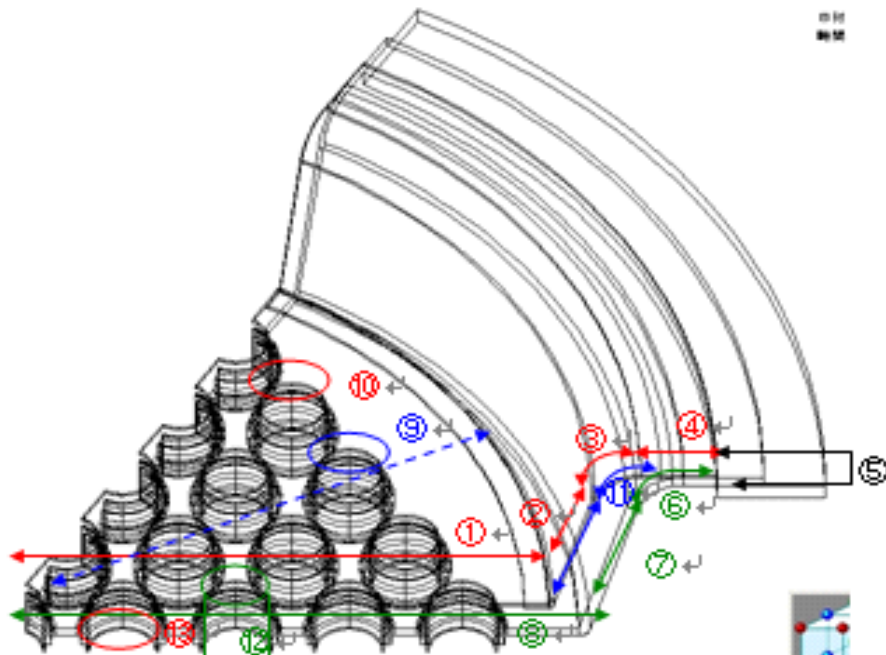
解析プログラム：ソルバー FEM5、プロポストプロセッサ KSWAD

解析条件：表 4-7 に示す通り概略の熱伝達係数を想定しあらかじめ測定した温度測定から推定した温度を①～⑪まで代入して応力分布を求めた。シートカバー式は、管板コンニカル部に冷却空気が挿入されるので⑨～⑪部は温度が下がった状態を推定し、 $50\sim 250^{\circ}\text{C}$ とした。 50°C は、⑨～⑪部の中心温度、 250°C はそこから周辺の分布温度を表わしている。

表 4-7 解析境界条件

	二重管板式			シートカバー式		
	800-600℃			850-700℃		
	α	T	備考	α	T	備考
①	10	800		10	850	
②	10	600		10	750	
③	10	400		10	550	
④	10	300		10	350	
⑤	10	20		10	20	
⑥	15	400		10	500	
⑦	15	600		15	700	
⑧	15	600		15	700	
⑨	20	150		20	50-250	冷却
⑩	20	800		15	50-250	中心-分布
⑪	20	150		10,15	20,50	
⑫	—	—		—	650	
⑬	—	—		—	750	温度固定

α : 総括伝熱係数kcal/m²h℃ T: 管板温度℃



管板の温度、熱応力の測定は、二重管板式は排ガス温度 800℃－燃焼空気温度 600℃でシートカバー式は排ガス温度 850℃－燃焼空気温度 750℃で行った。冷却空気は、両方式とも図 4-19 のように周辺部 8 か所から管板に供給した。

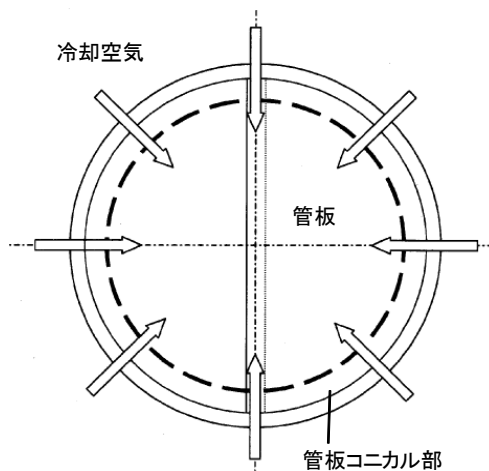


図 4-19 管板冷却空気挿入場所

(2)測定結果と考察

コンピュータシミュレーションの結果を図 4-20、図 4-21、4-22 に示した。シートカバー式は排ガス温度 850℃、予熱空気温度 700℃の条件で、二重管板方式は排ガス温度 800℃、予熱空気温度 600℃の条件で解析を行った。解析結果ではシートカバー式はガス・空気の温度が高いにもかかわらず管板のコニカル部の温度は逆に約 50℃程度低い結果がでた。温度の実測値ではコニカル部の温度は両方式でそれほど差が出なかった。ただ全体的にカバーシート式は少し低い温度を示しているのでコニカル部の応力値は低い値となった。中心から無次元数で 60 近辺のデータは、コニカル部の温度・応力を表すが、この部分の熱応力がカバーシート方式では 1/3 程度に低下した。この部分を直接的に冷却している効果で熱応力の低減化が図れたと考えられる。

カバーシート式は、冷却空気量と排ガス量の増大を 9%程度の増加で抑えることができ、排ガスの高温化に技術的に充分対応できると考えられる。

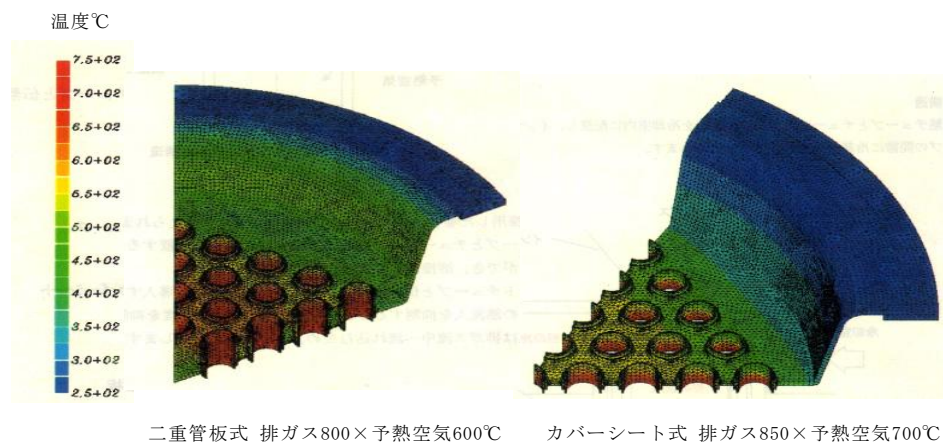


図 4-20 シミュレーション結果

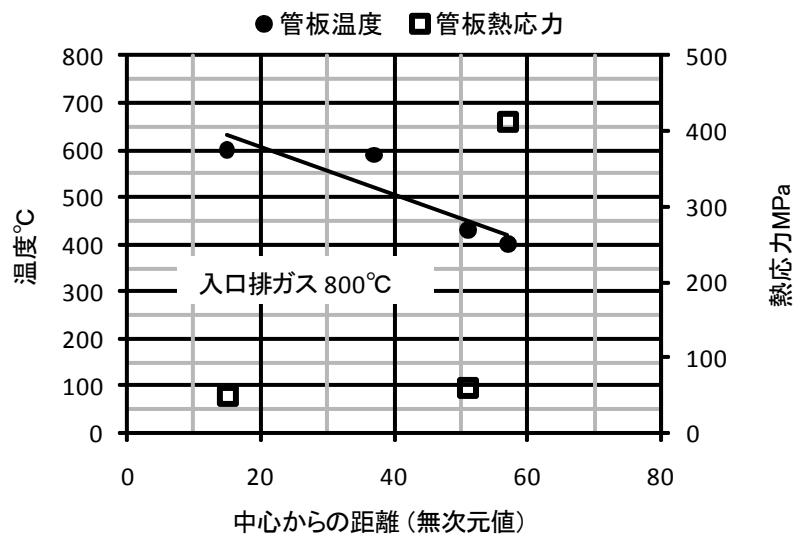


図 4-21 二重管板冷却式熱交換器の温度・応力

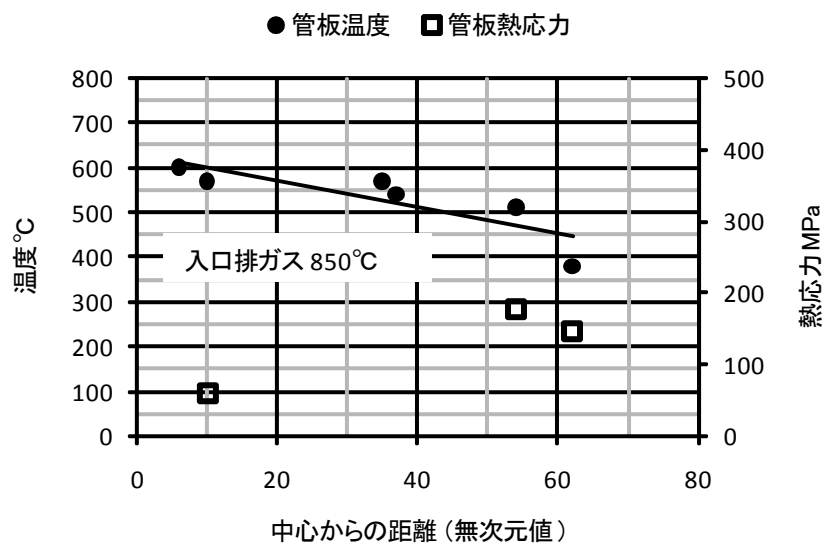


図 4-22 カバーシート冷却式熱交換器の温度・応力

4-4 結言

塩素を含有する汚泥は、塩素が排ガス中に移行することによって熱交換器で高温腐食を発生させることがある。石灰汚泥であれば消石灰と塩化第二鉄の添加量によって塩素の排ガスへの移行率が変わる。高温腐食は低融点塩化物のデポジットによる熔融塩によって引き起こされており、腐食のピークは 600～650℃の温度範囲にあった。高温腐食を避けるためには例えば熱交換器に変えて廃熱ボイラーを使用するなど高温腐食を起こす温度範囲を避けるか材質をアップ(インコネル

625 など)して腐食量を減らす二通りの方法がある。建設するプラントの状況に応じて最適な方法を選択し高温腐食を避けることが必要である。

地球温暖化ガスである亜酸化窒素の発生防止のために炉内温度が、高温化される傾向にある。そのため熱交換器は、高温排ガスー高温燃焼空気の性能アップを求められている。高効率熱交換器であるシェル&チューブ式の熱交換器で高温化に対応するために管板冷却方式を開発し実稼働の熱交換器を改造して実験を行い効果の確認できた。この方式に5年前に取り換えたプラントは850℃の高温排ガスで運転され順調に稼働している。

参考文献

- 1) 尾花英朗, 熱交換器設計ハンドブック, 工学図書(株), 1974
- 2) 国土交通省, 下水道における地球温暖化防止実行計画, 2009
- 3) 環境庁, 底質調査法, 環水管 127 号, 環境庁水質保全局長通達, 1988
- 4) Don W. Green, Robert H. Perry, Perry' s Chemical Engineering' s Handbook, Mc Graw-Hill Company, 1985
- 5) The European Creep Collaborative Committee(ECCC), Coordination of Advanced Creep Activities Safety and Durability of High temperature Plant Materials, 2005
- 6) F. C. A. H. Lantsberry and R. A. Page, ;Melting Point Ternary Phase Diagram, J. Soc, Chem. Ind. , 39, 40T, 1920
- 7) 清水勉, 北川貴宏, 吉葉正行, 高効率ごみ発電用スーパーヒータ材料の高温腐食評価, クボタ技報, No. 29, 162-174, 1995
- 8) 松野進, オーステナイト系合金の耐高温腐食性におよぼす合金元素の影響, クリモト技報, No. 44, 58-61, 2001
- 9) 小野昇造, 入江隆博, 鎌田勤也, 松野進, 鋳造合金の耐高温腐食性と溶接性の評価, 三井造船技報, No. 196, 25-30, 2009
- 10) 森岡進, 多賀谷正義, 新制金属材料講座耐食合金, 日本金属学会, 1962
- 11) 社団法人腐食防食協会編, 金属材料の高温酸化と高温腐食, 丸善(株), 1985
- 12) 茂田潤一, 梶ヶ谷一郎, 焼却灰の高温腐食試験法と腐食性評価の紹介, IIC REVIEW, No. 34, 32-38, 2005
- 13) 日新製鋼株式会社, ステンレス鋼の手引き, C-20, 2006
- 14) A. SCHACK 原著, 高橋安人訳, 応用伝熱, (株)コロナ社, 1961

5 章 蒸気乾燥機内の汚泥の挙動に関する研究

5-1 緒言

下水汚泥の処理において、乾燥操作は汚泥の減量化に重要なプロセスである。さらに汚泥乾燥は、焼却炉や溶融炉の前処理装置として、処理コストの低減化に大きく寄与するためその需要は大きい。しかしながら処理対象の下水汚泥は、質的（含水率、有機物含有率、粗繊維等）変動が大きく、従来化学工業分野で使用されている乾燥機を採用するには多くの問題がある。例えば付着性の高い汚泥が、乾燥機内で付着し成長する問題、乾燥排ガスの臭気の問題や乾燥汚泥が燃焼し易く（発火温度は絶乾状態で 120～130℃）乾燥機内で異常燃焼する問題がある。そのために汚泥乾燥機に求められる機能は、汚泥が付着しにくく臭気を含んだ乾燥排ガス量が少ないこと乾燥汚泥の燃焼を避けるために低温乾燥であることが求められる。一方、乾燥機の熱源として焼却や溶融システムの廃熱を利用する場合、回収した熱源の乾燥機への輸送方法がコンパクトであることが要求される。その様な機能上、システムの理由から化学工業分野などで多く使用されているロータリキルン乾燥機などの熱風乾燥機に代わって、直接あるいは間接的に蒸気を使用する蒸気乾燥機が汚泥乾燥機として多く用いられている¹⁾²⁾³⁾⁴⁾⁵⁾。2008 年の下水道統計から乾燥機を稼働させている下水処理場は 85 か所(4.3%)あり、その内蒸気乾燥機は 36 か所、また焼却・溶融の前処理乾燥機は 28 か所ありその 79%の 22 個所の処理場で蒸気乾燥機が用いられている。蒸気乾燥機の中でも間接加熱式の蒸気乾燥機が下水汚泥乾燥機として開発され、伝熱面積で 20～200m² までの機種が商品化されている。今後の蒸気乾燥機の課題は、乾燥速度を上げて効率のアップを図ることである。乾燥速度は、汚泥の形状や性状により影響を受けるので乾燥機内の汚泥の挙動を把握することが重要であった。汚泥の挙動を把握し乾燥速度を正確に算出した後に現状のスパイラルディスク形状などの改良・改善を実施し乾燥機の効率をアップすることを最終目標とした。この目的を達成するために、伝熱面積 200m² の大型機(蒸発水分能力 2～2.5t/hr)を用いて、汚泥の形状、性状が刻々と変化する各ゾーンの乾燥特性を把握し、乾燥機内の汚泥の挙動について解析を行った。

先ず初めに乾燥機内のどの位置が汚泥の水分蒸発に寄与しているか調べるために機内を 8 ゾーンに分割して含水率、保有固形物量を各ゾーン別に求めた。しかしその結果は、乾燥機内の汚泥の挙動を考慮してないので実態とは異なっていた。スパイラルディスクの配列によって逆混合が起こっていることは予想していたが、その確認はしてなかったので、この逆混合を槽列モデルで定量的に解析した。この実験により各ゾーンの乾燥速度と乾燥機内の汚泥の挙動を解析することができ最終目標である乾燥機の効率をあげる基本解析データを得ることができた。

5-2 実験装置と実験方法

5-2-1 乾燥機の構造

乾燥機の形式は間接加熱式蒸気乾燥機で、構造を図 5-1a に示し、原理と特徴を以下に述べる。

①ジャケット A 及びシャフト C、スパイラルディスク B に蒸気を供給し、熱伝導により汚泥に熱を伝えて汚泥中の水分を蒸発させる。汚泥は、E より供給され F より排出された。

②図 5-1b に示す様に 2 枚のスパイラルディスクが、1 ピッチ間に配置されている。軸が回転することによって、スパイラルディスクは、隣にある別の軸のスパイラルディスクとかみ合い、ディスク表面の汚泥を剥離させ汚泥の付着を防止した。

③同軸上で 1 対のスパイラルディスクと次に位置する一対のディスクとの配列を規則的にずらすことにより空間部分の配列が次に位置するディスクと逆方向のスパイラルになっている。

④乾燥機本体の傾斜(水平方向 4°)とスパイラルディスクの回転により汚泥は前進する。同時に一対のディスクと隣り合うディスクの間の空間は、これらのディスクがかみ合うことで狭くなる。結果としてこの空間にある汚泥は、行き場を失いスペースの空いている後方へ押し出される。またスパイラルディスクの端面も同様に攪拌と破碎を行っている。この攪拌と破碎により、伝熱面が常にクリーンに保たれ効率よく熱が伝導される。

⑤乾燥汚泥出口には、せき板 D を設けている。このせき板の高さを変えることにより乾燥機内の汚泥滞留時間を変えることができる。

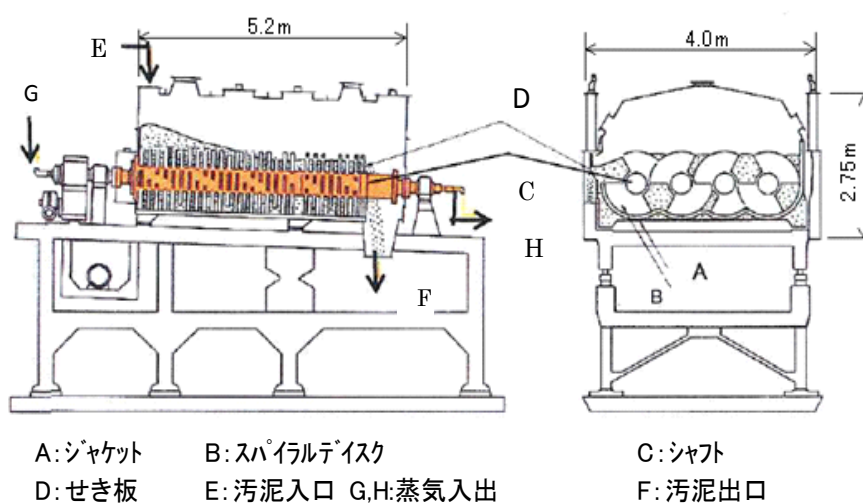


図 5-1a 乾燥機構造図

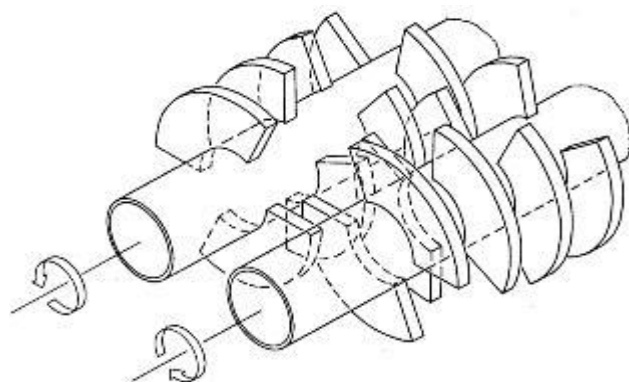


図 5-1b スパイラルディスク

5-2-2 実験方法

(1) 汚泥性状と乾燥機運転条件

乾燥機に投入した汚泥の性状と乾燥機の運転条件を表 5-1 に示した。乾燥速度の解析に影響を与える因子は、スパイラルディスクの回転数⁶⁾、蒸気圧力、壁面(伝熱面)温度⁷⁾、脱水汚泥投入量、せき板高さがある。汚泥溶融炉の前処理乾燥機として実際に稼働中の乾燥機を実験に使用したので、乾燥機の操作条件を変えることはできなかった。そのため本実験で得られた汚泥の挙動は、固定された条件下でのデータであった。乾燥汚泥の含水率が溶融処理に最適である 10～20%の含水率になるように機体最後部のケーシング部(Cジャケット(図 5-2))の蒸気を遮断し乾燥汚泥含水率を調整していた。表 5-1 の運転時伝熱面積は、Cジャケットに蒸気を流してなかったなのでその部分の伝熱面積を定格伝熱面積から減じた。

表 5-1 運転条件

項 目	単位	運転条件
汚 泥	—	混合生汚泥
種 類	—	高分子汚泥
含水率(WB)	%WB	平均81.1
有機物量	%DS	80
汚泥投入量	kg/h	3000
	kgDS/h	567
機体傾斜角度	°	4.0
せき高 (可変側) (固定側)	mm	シャフトセンタから+320
		同 上 +520
スクリー回転数	rpm	5.0
蒸気圧力	MPa	0.73
乾燥汚泥含水率	%WB	平均 11.0
定格伝熱面積	m ²	200
運転時伝熱面積	m ²	194.7

DS:固形物基準,WB:湿基準

(2) トレーサ物質の投入方法

トレーサ物質は、各物質別個に充分破碎したのち上水にて溶解し、あらかじめ用意した乾燥汚泥と混合し投入物質とした。トレーサ物質は、S-0 から Ni 塩化物、S-2 から Mn 塩化物を投入した。S-2 からトレーサを投入した目的は、S-2 から出口までの滞留時間と S-1 から S-2 の滞留時間を調べるためであった。トレーサ物質の条件を表 5-2 に示す。トレーサ物質は、下水汚泥中の含有量が少なく毒性が低いと考えられる Ni の化合物と Mn の化合物を選んだ。下水汚泥中の Ni、Mn の含有量は、Ni が約 100mg/kg-DS、Mn が約 400mg/kg-DS であった。(DS : 固形物) Ni と Mn の回収率は、添加量に対して各々 80.6%と 91.1%であった。Ni の回収率が多少悪かった。しかし脱水汚泥中の元々の濃度の 20 倍かそれ以上であることと 3 回繰り返し行った実験の相対標準偏差が 6%以下であったことよりトレーサとしてこの元素を用いることができると考えた。トレーサは、連続投入でなく 1 回みのパルス投入を行った。

表 5-2 トレーサ物質の溶解、混合条件

投入位置	トレーサ物質	金属量/式量	薬品量 (kg)	金属量 (kg)	溶解水量 (kg)	乾燥汚泥量 (kg)	計(kg)
S-0	$\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	58.69/237.69	5.00	1.23	2.30	22.0	29.3
S-2	$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	54.93/197.91	5.00	1.53	3.09	20.0	28.09

(3) 汚泥のサンプリング方法

汚泥のサンプリング位置を図 5-2 の S-0～S-8 に示す。点検口がある位置をサンプリング位置にし、全位置同時に点検口を開放し、サンプリングを行った。

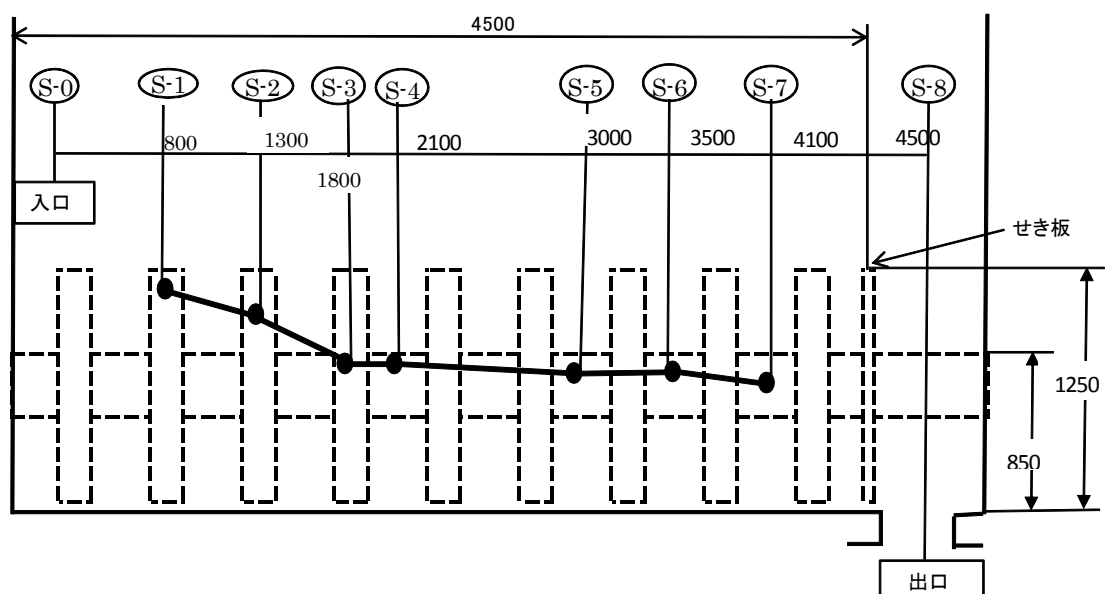


図 5-2 乾燥機内汚泥深さ

(4)汚泥高さの測定方法

汚泥高さは、乾燥機内の底部から積み上がった汚泥の上端までの高さとし、乾燥機底部から目標位置までの高さ(L)と目標位置から汚泥の上端までの高さ(l)を加算(または減算)することで算出した。lは乾燥機の運転中に各点検口から目視でおこなった。目標位置は、目視に適したポイントがディスク上端、シャフト上端、シャフトセンターより選択した。Lは、図面から算出した。

(5)分析方法

含水率は、恒温乾燥器で105～110℃⁸⁾の温度で6時間乾燥後に重量を秤量し算出した。トレーサ物質中のNi、Mnの分析は次の様に行った。サンプルは、乾式灰化法と湿式分解法を用いて前処理した⁹⁾¹⁰⁾。その前処理されたサンプルの溶液をフレイム原子吸光法で定量した。まず乾式灰化法に基づいてサンプル中の有機物を燃焼させ、灰にし、湿式分解法に基づいて硝酸(10ml/g-solid)と塩酸(2.5ml/g-solid)を加えることによって灰を溶液に溶かした。NiとMnの値は、その溶液をフレイム原子吸光法で分析した。

5-3 結果及び考察

5-3-1 機内含水率分布

機内含水率分布を図5-3に示す。乾燥機内の汚泥サンプリング位置は、汚泥投入口からの距離で表わしている。乾燥機に投入された汚泥の含水率は、S-1(入口より800mm)で426%から133%(DB)に急激に減少していた。水分蒸発の大部分はS-3(入口より1.8m)で完了しており、グラフの傾きがこの点から緩くなっており恒率乾燥から減率乾燥へ移行するポイントとなっていた。図5-3より限界含水率¹¹⁾は、40～55%DB(29～35%WBベース)であった。この値は、パドルドライヤの48%DB⁵⁾とほぼ同じ値であった。下水汚泥の限界含水率は、乾燥機のタイプの違いより熱源の種類による影響が大きいと推察される。(DB：ドライベース, WB：ウェットベース)

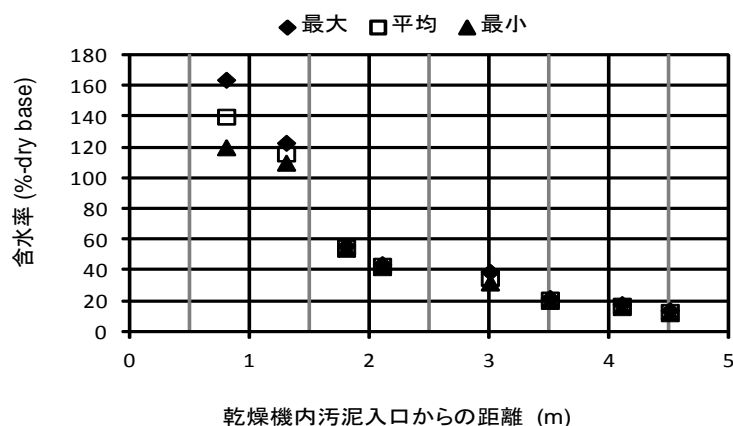


図 5-3 乾燥機内含水率分布

5-3-2 機内保有固形物量

機内保有固形物量は、汚泥高さから容量をもとめ、これに汚泥のかさ比重、汚泥固形物濃度を乗じて求めた。汚泥高さ分布を図 5-2 に示した。また汚泥のかさ比重を図 5-4 に示した。かさ比重は、汚泥含水率の関数として下記の計算式より求めた。

$$Wg=0.0027 \times WB + 0.478 \quad (1)$$

Wg :かさ比重 t/m^3 、 WB : ウエットベース含水率%

機内保有固形物量の計算結果を表 5-3 に示す。汚泥深さや保有汚泥量は各ゾーンで変化するが固形物量と各ゾーンの長さは変化しないと考え単位長さ当りの固形物量を求めた。その結果は、固形物の分布は軸方向ではほぼ一定であり約 $0.66t/m$ であった。乾燥機の有効長さが $4.5m$ であり乾燥機内には約 $2.95t$ の固形物を保有していることになった。

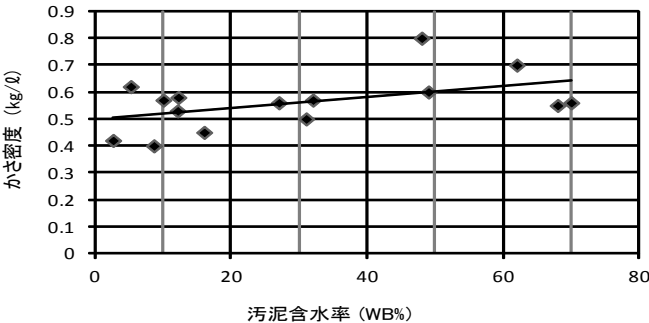


図 5-4 高分子汚泥の含水率とかさ密度

表 5-3 各ゾーンのパラメータと乾燥速度

ゾーン		S 1	S 2	S 3	S 4	S 5	S 6	S 7	S 8	トータル(又は平均)
ゾーン長さ	m	0.8	0.5	0.5	0.3	0.9	0.5	0.6	0.4	4.5
汚泥の高さ	m	1.08	0.99	0.82	0.82	0.80	0.78	0.73	0.73	
汚泥の容積	m^3	1.98	1.11	0.91	0.52	1.52	0.83	0.96	0.55	8.37
汚泥含水率	%WB	62.3	52.5	35.5	31.8	23.5	16.6	14.0	11.0	
	%DB	165.3	110.5	55.0	46.6	30.7	19.9	16.3	12.4	
汚泥のかさ比重	ton/m^3	0.646	0.620	0.574	0.564	0.523	0.482	0.516	0.508	
ゾーン長さ当りの汚泥量	ton/m	1.600	1.373	1.044	0.967	0.917	0.865	0.821	0.692	
ゾーン長さ当りの汚泥固形物量	ton/m	0.603	0.652	0.673	0.660	0.701	0.721	0.706	0.616	平均 0.667
汚泥量	ton	1.28	0.99	0.52	0.29	0.88	0.43	0.49	0.28	4.81
汚泥固形物量	ton	0.48	0.33	0.34	0.20	0.63	0.36	0.42	0.25	3.01
長さ当りの伝熱面積	m^2/m	40.4	37.4	31.5	31.5	30.4	29.6	26.6	25.6	
各ゾーンの有効伝熱面積	m^2	32.3	18.7	15.8	9.5	27.4	14.8	16.0	10.2	145.0
水分蒸発量	kg/h	1496.0	310.3	314.6	47.7	90.2	61.3	20.6	22.2	2363.0
有効乾燥速度	kg/m^2h	46.3	16.6	20.0	5.0	3.3	4.1	1.3	2.2	
見かけ伝熱面積	m^2	35.6	22.2	22.2	13.3	40.0	22.2	23.5	15.6	194.7
見かけ乾燥速度	kg/m^2h	42.1	14.0	14.2	3.6	2.3	2.8	0.9	1.4	
実効伝熱面積比	%	90.8	84.2	70.9	70.9	68.5	66.5	68.1	65.5	

DB: Dry Base WB: Wet Base

5-3-3 乾燥速度

蒸気乾燥機の乾燥速度は、一般的に乾燥機全体で $5 \sim 20 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}^{7) 12)}$ である。機内各ゾーンでの蒸発速度に関しては実験室レベルのデータ¹³⁾以外ほとんどない。今回の実験で、各ゾーン別に汚泥をサンプリングしたので、そのデータをもとに各ゾーンの蒸発速度を算出し表 5-3、図 5-5 に示した。

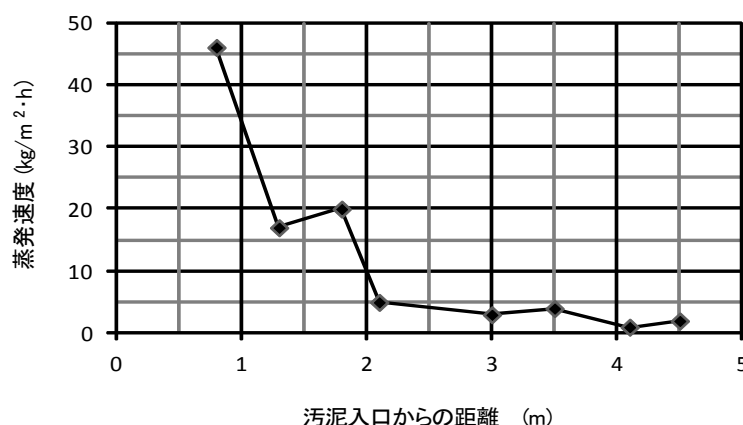


図 5-5 乾燥機内の蒸発速度

図 5-5 の乾燥速度は、有効乾燥速度である。有効乾燥速度は、実測した汚泥深さをもとに汚泥と接触している伝熱面積(有効伝熱面積)を使って算出した乾燥速度である。一般的な乾燥速度は、全伝熱面積ベースの値で有効伝熱面を考慮しないが、ここで有効乾燥速度を算出したのは、次の理由によった。機内前半部はスパイラルディスクが汚泥に埋もれている状態であったが、後半部ではかなり多くの部分が露出している状態であり伝熱面が有効に働いていない状態であった。汚泥の形状や性状変化による乾燥速度を求めるには実際に有効に機能している有効伝熱面積での乾燥速度の値を求める必要があると考えた。

図 5-5 に示すように、有効乾燥速度は機体の前半(2m 位置まで)で $15 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 以上であるのに対し、後半は $5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{hr}$ 以下となっていた。有効伝熱面積を考慮しない全伝熱面積当たりの乾燥速度についても同様の傾向が見られ、機体後半が蒸発に寄与する割合が低いことがわかった。有効伝熱面積、全面積当たり共に乾燥速度が低下していることから、原因は伝熱面の露出による有効伝熱面積の減少ではなく、汚泥性状(形状)が、泥状から塊、粒状に変化したことによる熱伝導の低下であると推察された。汚泥性状は、機体マンホールより目視観察なので定性的であった。機内は、S4 位置(2.1m)までは泥状で熱伝導が良好であるが、S4 から S5(3.0m)までは汚泥性状が塊状となり、伝熱面との接触が不十分になっていくことが推定された。S-5 から S-8 までの汚泥は、砂粒程度の粒状になっていた。またそのかさ比重は小さく、ディスクは容易に上方に掻き揚げて掻き揚げによる

ここまでの乾燥速度は、バックミキシング(汚泥の戻り量)を無視している。乾燥機全体の蒸発速度は変化しないが、バックミキシングの激しいゾーンでの乾燥速度が実際には低下することが予想された。これは、解析とスケールアップにとって重要な問題であり、5-3-6 で再検討する。

トレーサの各ポイントにおける時間と濃度の実測値より平均滞留時間を算出する。その算出式は次の式を用いる。¹⁴⁾¹⁵⁾

$$\text{したがって、 } t = \Sigma t \cdot C / \Sigma C \quad (5)$$

C: トレーサ濃度 となる。

S0からの距離mm	～1300	～3000	～4100	～4500	滞留時間
S0	S5				149
S0	S7				175
S0	S8				189
	S2	S5			130
	S2	S7			156
	S2	S8			167

τ' : 栓流での滞留時間

88

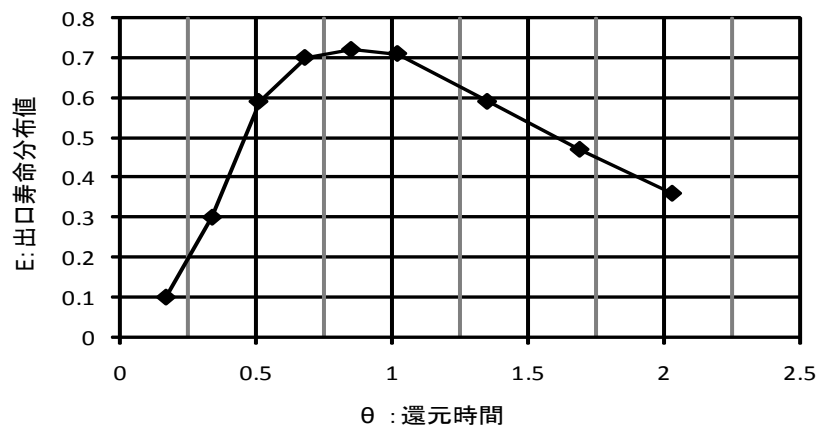


図 5-6 出口寿命分布図

この結果より機内を三分割し滞留時間、湿り汚泥の線速度を求めた結果が図 5-7 である。中間部分での滞留時間が長くこの部分でかなりの逆混合¹⁶⁾が起きていると考えられた。

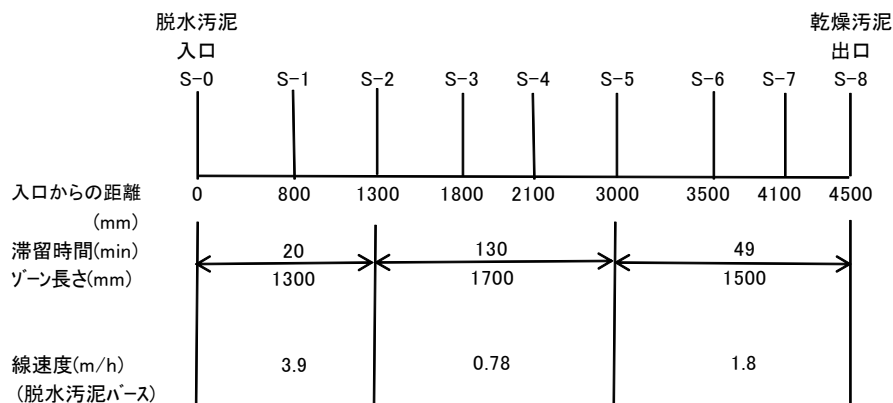


図 5-7 乾燥機内滞留時間と線速度

5-3-5 槽列モデル解析

(1) 計算方法

実験で得られたトレーサ濃度分布をもとに、乾燥機の各部分でどの程度の逆混合が起きているかを推定するため槽列モデル解析を行った。

槽列モデルの概念を図 5-8 に示す¹⁷⁾¹⁸⁾。実験で得られたトレーサ初期濃度分布を初期値として、微小時間毎に、各セルのトレーサ濃度収支を算出することによりトレーサ濃度曲線を作成する。各セルは、容量を同じにするのは複雑であり、汚泥の流れ方向で同じ長さをとることにした。分割は、誤差を少なくするために分割数を増やしかつ極力セルの両端がサンプリング位置(S-1 から S-8)の近くになる様に 11 セルに分割した。

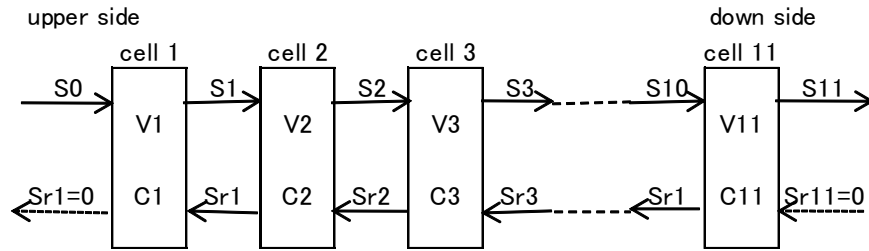


図 5-8 乾燥機内槽列モデル

この時に用いた計算式は次の通りである。

①固形物流量連続の式

$$S0 = S1 - Sr1 = \dots = S4 - Sr4 = \dots = S11 \quad (7)$$

②セル内トレーサ濃度の式

(a) セル内保有トレーサ量($X1i$)

$$X1i = C_i \cdot V_i \cdot 10^{-6} \quad (\text{kg}) \quad (8)$$

(b) 上流からセルへ流入するトレーサ量($X2i$)

$$X2i = C_{i-1} \cdot S_{i-1} \cdot 10^{-6} \quad (\text{kg/hr}) \quad (9)$$

(c) 下流セルから戻るトレーサ量($X3i$)

$$X3i = C_{i+1} \cdot Sr1 \cdot 10^{-6} \quad (\text{kg/hr}) \quad (10)$$

(d) セルから下流へ流出するトレーサ量($X4i$)

$$X4i = C_i \cdot S_i \cdot 10^{-6} \quad (\text{kg/hr}) \quad (11)$$

(e) セルから上流へ戻るトレーサ量($X5i$)

$$X5i = C_i \cdot Sr_{i-1} \cdot 10^{-6} \quad (\text{kg/hr}) \quad (12)$$

(f) $t = t + \Delta t$ におけるセル内トレーサ濃度

$$C1(t + \Delta t) = \frac{X1i + (X2i + X3i - (X4i + X5i)) \times \Delta t}{V_i} \times 10^6 \quad (\text{mg/kg}) \quad (13)$$

S_i : セルから下流へ流れる量 kgDS/hr

$Sr1$: セルから上流へ戻る量 kgDS/hr

V_i : セル内保有固形物量 kgDS

C_i : セル内トレーサ濃度 mg/kg

Δt : 微小時間

計算の結果得られたトレーサ濃度曲線は、以下の三つの因子¹⁹⁾で特徴的に表すことができる。

- a. 立ち上がり時刻
- b. ピーク時刻
- c. ピーク濃度

これらの因子を比較の基準にして、計算で得られたトレーサ濃度曲線と実測値を対比させながら²⁰⁾逆混合量を変化させて再計算を繰り返した。そして種々のトレーサ濃度曲線上の計算値と実測値との偏差を算出し、最も少ない偏差を与える逆混合量を求めた。

偏差の式は次の通りである。

$$\delta = \sum_{i=1}^n \frac{\sum_{j=1}^m (|C_{ij} - C'_{ij}| \times \Delta t_j)}{C_{\max} \cdot i} \quad (14)$$

C_{ij} : 計算で得られた各セル濃度

C'_{ij} : 実測トレーサ濃度

Δt_j : 実測時間間隔

$C_{\max} \cdot i$: 各セルの最大トレーサ濃度

i : 各実測位置を示すインデックス

j : 各実測時刻を示すインデックス

(2) 計算結果

モデル解析の結果、最も少ない偏差を与えた条件を表 5-5 に、その時のトレーサ濃度曲線を図 5-9 に示す。なお計算にあたっては、11 個のセルでトレーサ収支をとったが、結果はそれらのセルを 4 個のセグメント A～D に集約して表示した。

4 個のセグメントに集約したのは次に述べる理由からであった。この実験の目的は、乾燥速度を正確に求めることであった。最終目標は、この乾燥機の蒸発速度を増加することであり、そのためにはスパイラルディスクの変える必要があり 11 セルを 4 セグメントに集約することによって設計や製作が容易になると考えられたからであった。

戻り固形物量は、機体の前半(セグメント A 及び B)と後半(セグメント C 及び D)で大きな違いがあり、前半で 1500～2500kgDS/hr、後半で 500～700kgDS/hr であった。

表 5-5 モデル解析で得られた戻り固形物量

セグメント	A			B			C			D	
セル	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
乾燥機位置 mm	0～1,230			1,230～2,450			2,450～3,680			3,680～4,500	
送り固形物量 kgds/h	2,067			3,067			1,267			1,067	
戻り固形物量 kgds/h	1,500			2,500			700			500	

処理固形物量= 3000×(1-0.811) = 567kgDS/h

トレーサ物質 Ni のトレーサ濃度曲線(図 5-9)を見ると、特に S-3 において実測値と計算値の相違が大きい。実測値のピーク出現時刻は S-3 で 0.75～1.5 時間後、

S-5 で 2.2 時間前後であり、計算値のピーク時刻をこの位置に合わせようとするとピーク濃度が高くなりすぎ実測値と合わなくなった。

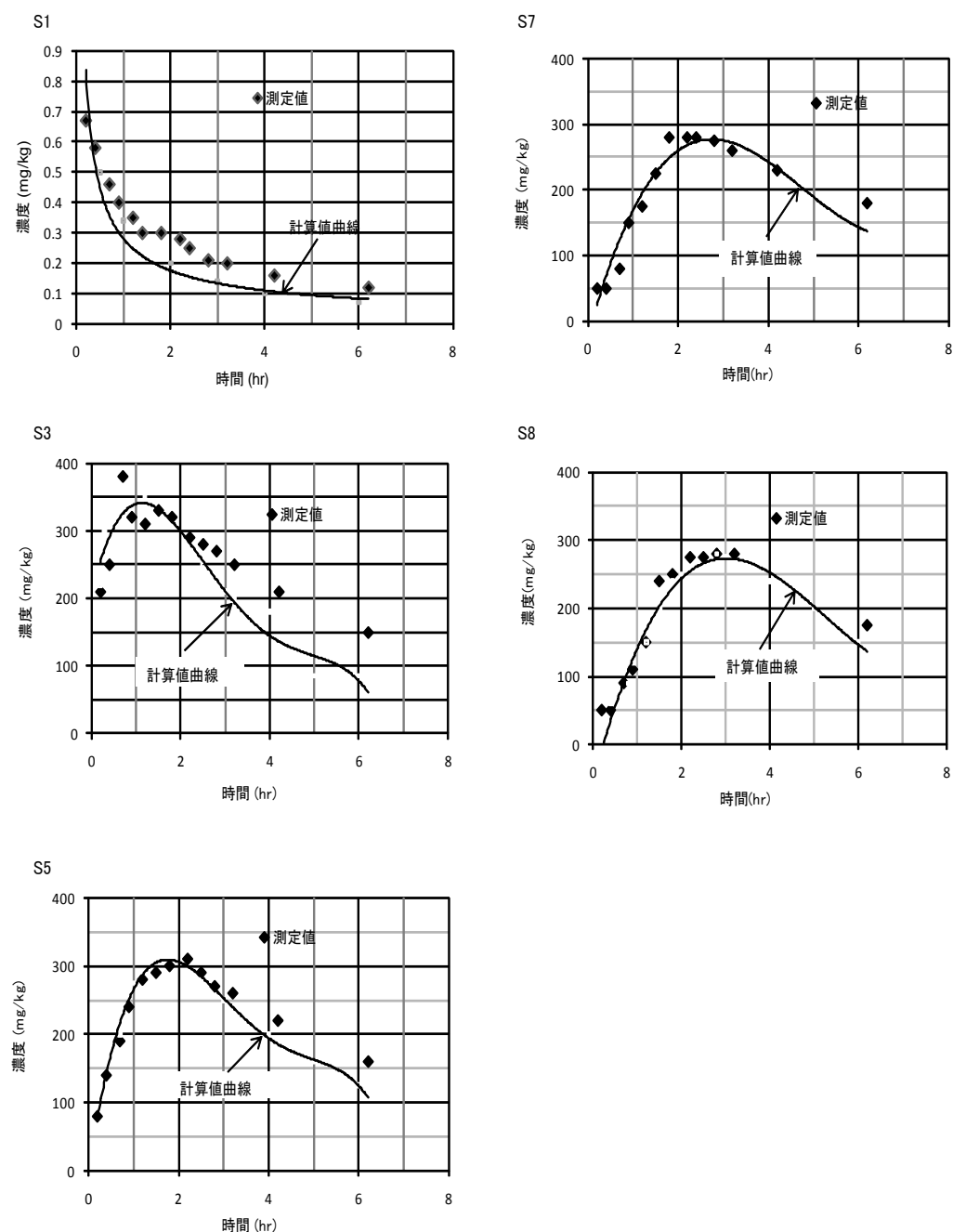


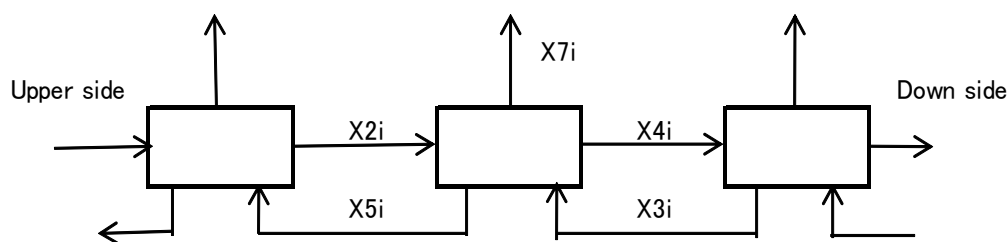
図 5-9 トレーサ濃度計算曲線と測定値変化

このように S-3 の実測ピーク時刻が遅くなった原因は、S-1 から S-3 にかけて汚泥の高さが急激に低下しており(図 5-2 参照)、S-0 から投入された脱水汚泥の

5-3-6 乾燥速度の再検討

3-5-1 の(6)～(13)式の「トレーサ量」を「水分量」に、「セル内トレーサ濃度」を「セル内ドライベース含水率」に置き換え単位換算し、X1i～X5i の値を求めて下記(15)式のセル内水分収支(図 5-10)に各数値を代入すれば各セルごとの水分蒸発量を求めることができた。

X7i : セルからの水分蒸発量 kg/hr、i=1~11



各セルの水分蒸発速度を図 5-11 に示した。

パドルドライヤでゾーンの分に乾燥速度を求めている報告はほとんどなかった。P. Arlabosse らは、乾燥機を 3 ゾーンに分割して汚泥の入口側から順番に 12.44, 11.53, 13.81 kg/m²h であったと報告¹³⁾している。スクリーコンベヤ式の蒸気乾燥機は汚泥入口近くで乾燥速度の最高値 20~25 kg/m²h を示した報告²¹⁾があった。P. Arlabosse と Chitu は、乾燥速度が粒子径の平方根に逆比例すると報告⁷⁾している。本実験では、粒子径が小さくなれば乾燥速度が減る傾向にあった。こ

の様に乾燥速度が、研究報告で異なるのは実験方法による差が主原因であると考えられる。

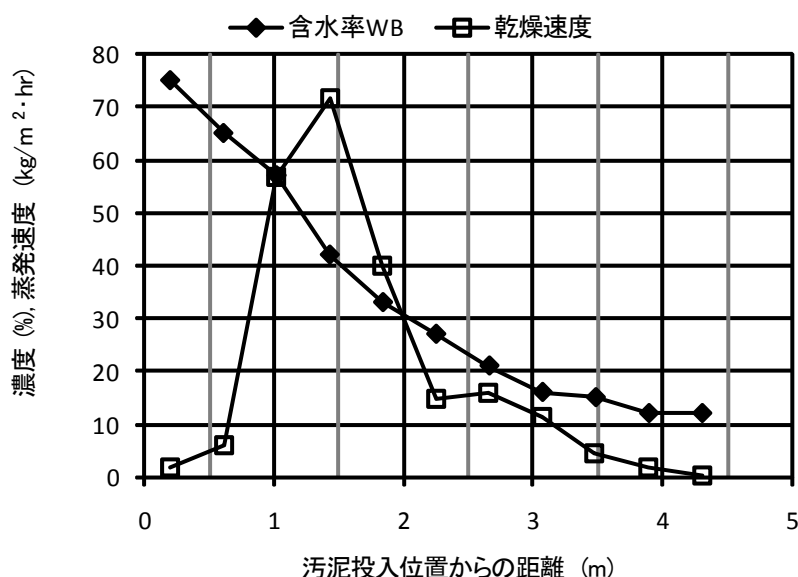


図 5-11 槽列モデルによる蒸発速度

表 5-5 の戻り固形物量と図 5-11 の乾燥速度を解析した結果からそれぞれのセグメントの改善方法が、明白になった。セグメントAは、セグメントBと比較して戻り固形物量が少なく乾燥速度も低い。スクリーブレイドは、高含水率の脱水汚泥で埋没している状態であり戻り固形物量を増やすことは不可能であった。しかし、ブレイドの空間部分を減らす形状にすれば伝熱面積が増えて水分蒸発量を増加させることが可能になる。セグメントBは、戻り固形物量、乾燥速度共に大きく良好な状態である。セグメントC、Dで戻り固形物量が少ないのは乾燥汚泥の充填率が低いためであった。充填率を上げれば戻り固形物量が増加し、この部分の伝熱面積を有効に活用することができる。乾燥機全体で乾燥速度を上げて、乾燥効率を現状より増加させるにはこの様な改善が必要であることが判明した。

5-4 結言

伝熱面積 200m² の大型乾燥機を用いて本体内の下水汚泥の挙動と蒸発速度をトレーサ実験で解析し、次のことが明確になった。

- (1) 乾燥機内で固形物量は、どのセルでも単位長さ当たりほぼ同じであった。
- (2) トレーサ槽列モデルを用いた解析により各ゾーンでの戻り量及び送り量が算出でき、最大戻り量は、機体前半の汚泥投入口から1～1.8mの領域であった。
- (3) 戻り量を考慮した蒸発速度は、単純に算出した蒸発速度と大幅に異なり、戻り

量が大であった機体前半の領域(汚泥投入口から(1~1.8m)で最大値を示した。

- (4) 各ゾーン別の乾燥特性、汚泥の挙動の定量的な解析ができた。その結果、汚泥の戻り量を適切に設定し、機体前半の蒸発速度を向上させ、機体後半の伝熱面を有効に活用できれば乾燥性能を現状より大幅に向上させる見通しがついた。本研究の成果を設計に取り入れ、入口から出口まで同じ形状のスパイラルディスクで構成していた乾燥機の内部構造を各セグメントごとに最適なスパイラルディスク形状になる様に設計変更を行った。設計変更を行った伝熱面積 260m²の実機を製作し現在順調に稼働中である。

参考文献

- 1) Hiromichi Shibata,; Arun S.Mujumdar,; Steem Drying Technologies:Japan R&D, Drying Technology,12(6),1485-1524,1994
- 2) 財団法人 エネルギー総合工学研究所, 下水汚泥の高効率ガス変換発電システムの開発成果報告書、バイオマスエネルギー高効率転換技術開発, IAE-051507, 2006. 3
- 3) 独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構、バイオマスの高効率セメント燃料化技術の研究開発、新エネルギー技術研究開発 バイオマスエネルギー高効率転換技術開発、2008
- 4) P.Arlabosse; S.Chavez; D.Lecomte; Method for Thermal Design of Paddle Dryers : Application to Municipal Sewage Sludge, Drying Technology, 22:10,2375-2393, 2004
- 5) Wen-Yi Deng; Jian-Hua Yan; Xiao-Dong Li.; Fei Wang; Sheng-Youg Lu; Yong Chi; Ke-Fa Cen; Measurement and simulation of the contact drying of sewage sludge in a Nara-type paddle dryer, Chemical Engineering Science, 64,5117-5124,2009
- 6) S.S.Waje; B.N.Thorat and A.S.Mujumda; Screw Conveyor Dryer: Process and Equipment Design, Drying Technology, 25:241-247, 2007
- 7) P.Arlabosse and T.Chitu; Identification of the Limiting Mechanism in Contact Drying of Agitated Sewage Sludge, Drying Technology, 25:557-567, 2007
- 8) 下水試験法, 社団法人日本下水道協会, 上巻, 下巻, 1997
- 9) 環境庁、底質調査法、環水管 120 号、環境庁水質保全局長通達、1975、10. 28
- 10) フレーム原子吸光光度法、工場排水試験方法、JISK0102、5. 5、50. 2、1998
- 11) 化学工学会、調湿・水冷却・乾燥、化学工学便覧改定六版、738-791、2006
- 12) 桐栄良三、乾燥装置, 2. 乾燥装置設計の基礎, 日本工業新聞社, 1982
- 13) Arlabosse, S.Chavez; C.Prevot; Drying of Municipal Sewage Sludge: From a Laboratory Scale Batch Indirect Dryer to The Paddle Dryer, Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol.22,No.02,227-232, April-June,2005
- 14) Octave Levenspiel; Chemical Reaction Engineering, John Wiley & Sons, Inc.

257-282,321-338

- 15) 井本立也、反応工学、日刊工業新聞社、1978
- 16) 田崎光雄、大畑健次、村上忠弘、佐々木邦利、蒸気乾燥機の蒸発速度・滞留時間の解析、第28回下水道研究発表会講演集、638-640、1991
- 17) A.H.Haddad; D.wolf; Residence Time Distribution Function for Multi-Stage Systems with Backmixing, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol.45,100-104,1967
- 18) Jamshid Behin; Azade Almad Ahmadi; Mixing parameters for an airlift bioreactor considering constant cross sectional area of riser to downcomer : Effect of sparging gas location, Korean J Chem.Eng.27(4),1226-1232,2010
- 19) The Society of Chemical Engineering Japan, Reaction rate and Unit process, Chemical Engineering handbook sixth revision edition, 170-230, 2006
- 20) R.Saravanathamizhan; N.Balasubramanian; C.Srinivasakannan; RTD Modeling for Parallel Plate Electrochemical Reactor, Journal of Modeling and Simulation of Systems, Vol.1, 68-73, 2010
- 21) T. Kasakura; Y. Imoto; T. Mori, Overview and System Analysis of Various Sewage Sludge Drying Processes, Drying Technology, 11:5,871-900,1993

6 章 汚泥中の N 分の挙動に関する研究

6-1 緒言

下水汚泥中の N 分(窒素分)は、重油や石炭中の N 分に比較して多く、固形物当たり 3～10%含まれる。また N 分の 90%以上が揮発分であり、他の廃棄物と比べて下水汚泥焼却で排出が懸念される物質としてはシアン化水素 (HCN)、窒素酸化物 (NO_x) や亜酸化窒素(一酸化二窒素 N₂O)が挙げられる。焼却炉の中で N 分の一部が、HCN、NH₃、NO_x、N₂O 等に形態を変え発生・消滅する。

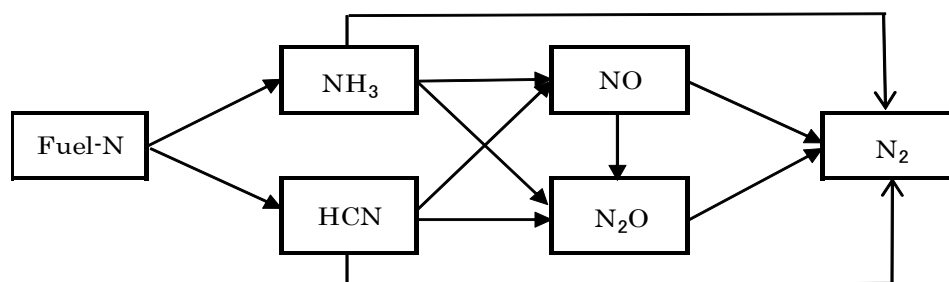


図 6-1 焼却炉内での N の挙動(図 6-21 再掲)

発生した HCN は、湿式排煙処理装置により吸収され、排水として大部分が水処理に戻されるが、高濃度の場合は、活性汚泥に悪影響を及ぼし処理水の水質悪化を招くことが報告されている¹⁾。流動層炉の排ガスでは HCN はほとんど発生していないが、立ち上げ時や定常時の燃焼管理を間違えば HCN が発生し排煙洗浄水にシアン化物が流入する場合が想定される²⁾。特に立ち上げ時は、十分に炉内温度が上昇していないが故に発生する場合がある。著者らは省エネルギー化を図るためフリーボード温度を 700～750℃に下げた操炉を行ったところ排ガス処理後の返流水の悪化を招き水処理に多大な影響を与えた事例を経験している。したがって、流動層炉における HCN の排出挙動は汚泥の性状や操炉条件である温度、空気過剰率などに依って大きく変化することから、どのような条件で発生し、あるいは消滅するかを把握することが、環境負荷の少ない効率的な焼却処理の実現のために必要である。流動層炉の普及する前に使用されていた多段炉においては過去にも問題視されてきたことから、実炉ベースでの汚泥焼却炉におけるシアンの挙動を調査している研究が少ないながらも存在する^{3) 4)}。また、その制御方策として、パイロットプラントを用いた実験研究も存在する⁵⁾。しかしながら、流動層炉を対象とした HCN の挙動に関する研究については利用できる文献は世界的にみてもほとんど皆無である。乾燥、熱分解、燃焼を想定した実験室規模の試験も数が少なく⁶⁾、HCN の挙動は明らかになっているわけではない。したがって、本研究で流動層炉における HCN の発生・消滅機構を明らかにすることを目的とした。

窒素酸化物は、光化学オキシダントの原因物質であり、二酸化イオウと共に酸性雨の原因にもなっている代表的な大気汚染物質で大気汚染防止法の規制・監視物質である。一般環境大気測定局の測定値で、二酸化イオウが過去 40 年間で約 1/7 と減少しているが窒素酸化物は、年々微増ではあるが上昇傾向は変わっていない⁷⁾。大都市での窒素酸化物排出源は、自動車による排出が約 1/2 を占めている⁸⁾。自動車からの窒素酸化物排出量は、東京都の例ではH12年からH17年で約 20%削減されており⁹⁾減少傾向にある。一方、自動車以外の排出源は増加傾向にありその中で廃棄物焼却炉は、約 7%を占めており自動車と同様に削減させる必要がある。窒素酸化物の削減は、排出されてから分解などで処理するにはコスト上昇を招くので基本的に発生源で抑制することが重要であると考ええる。汚泥焼却(流動層焼却炉)で発生する窒素酸化物(NO_x)の発生は、炉内温度が $750^{\circ}\text{C}\sim 850^{\circ}\text{C}$ で運転されているのでサーマル NO_x を発生する 1000°C を超えない温度¹⁰⁾であり、汚泥の N 分から発生する Fuel- NO_x と考えられる¹¹⁾。一般的に高分子汚泥は、 NO_x の発生量が少なく石灰汚泥は多い。それぞれの汚泥で低 NO_x 化の因子を把握することを目的に温度条件、空気過剰率を変えて実験を行った。

亜酸化窒素(N_2O)は、地球温暖化ガスの中で CO_2 の約 310 倍¹²⁾の温室効果ガスであり、京都議定書でも排出規制がかけられている。主な人為的発生源は、燃焼、窒素肥料の使用時、化学工業、有機物の微生物反応などであり、日本全国で 2008 年に 21.9 百万トン(CO_2 換算値)の発生量であった。その内、廃棄物分野では 5.7 百万トン(CO_2 換算値)で全発生量の 26%を占める¹³⁾。下水処理場から発生する N_2O はその半分を占めており大部分は汚泥焼却炉から発生している^{14) 15)}。 N_2O の削減のために温度、空気過剰率、砂層高さの影響を納入機の実験と他の納入機の調査で確認し最も効果的な削減方法についてシュミレーションで試算を行い最も効果的な方法の検証を実施した。

6-2 HCN の発生と抑制

流動層炉における HCN の発生・消滅機構を明らかにするためにまずラボテストで HCN の発生・消滅機構を把握することを目的とした。次に、最も HCN の発生が起り易いと想定される停電時等の非定常時の挙動を確認した。停電時は、 O_2 が供給されない還元雰囲気がかつ炉内が高温であり汚泥中の水分が蒸発し汚泥温度が上昇した段階で熱分解反応を起こし HCN が発生する。しかしながら停電時の HCN の挙動はほとんど知見がない。したがって、停電時の挙動をパイロットプラントにて確認した。最後に実炉において操炉条件と HCN の発生の関係を確認し、制御するための方策として操業条件の探求とともに指標物質アンモニアとの関係を求めた。

6-2-1 実験方法

(1) HCN 発生・消滅機構の解明実験

HCN の発生・消滅挙動を実炉で行うことは困難であるため、発生と分解に関する温度の影響を解明するためラボテストを行った。供試汚泥を表 6-1 に示す。供試汚泥はシアン化物による返流水の悪化を招く問題が発生した処理場の汚泥（A 汚泥）を主に用いた。また A 汚泥の結果から得られた分解挙動を確かめるために全く別の処理場の汚泥（B 汚泥）についても同じ傾向にあるかを確認した。

表 6-1 ラボテスト汚泥性状

	単位	A 汚泥	B 汚泥
有機物	%	65	75
C	%	33	39
N	%	3	3.5
H	%	4.8	5.9
燃焼性CL	%	0.4	0.5
燃焼性S	%	0.8	0.9
発熱量	kcal/kg	3330	4130
C N ー	mg/kg	1.0未満	2.3
NH ₄ +	mg/kg	120	340
含水率	%	70	77

含水率以外は固形物基準

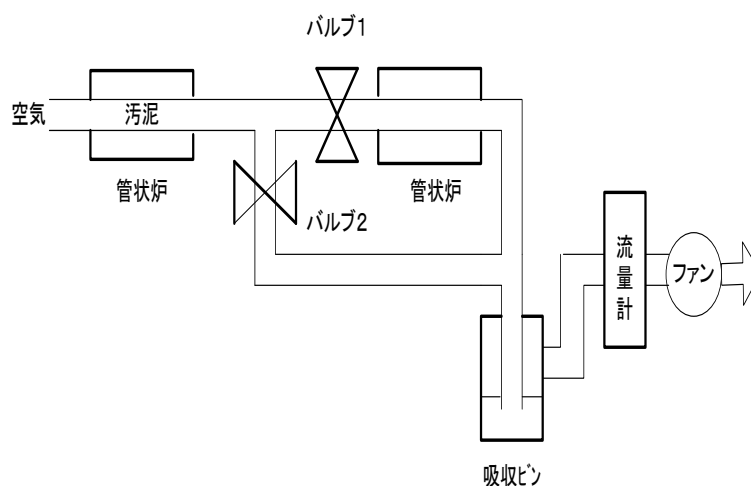


図 6-2 HCN 発生ラボテスト装置フロー

図 6-1 にラボテスト装置の概要を示す。管状炉は、任意に温度設定が出来る横型管状炉を用いた。管状炉の温度を所定の温度に上げ、脱水汚泥を乾燥させたフ

レーク状の乾燥汚泥 1～2g を石英ボードに載せた状態で管状炉に入れ、乾燥汚泥が飛散しない程度に燃焼に必要な充分な空気を送入した条件でそれぞれの温度で排ガス中の HCN を測定した。B 汚泥を用いた実験では、HCN 以外にアンモニアについても測定を行った。これは同じ窒素由来化合物であり、HCN を制御するための簡易的な指標になると考えたことによる。ガス発生実験では、バルブ 1 を開、バルブ 2 を閉にしてサンプリングし、発生ガスの分解を調査する場合は、逆にバルブ 1 を閉、バルブ 2 を開にしてガスサンプリング（JISK0095）を行った。シアニ化合物イオンの分析は、1mol/L の NaOH 溶液に吸収させ、ピリジンピラゾロン法（JISK0102）で測定した。アンモニアの測定は、インドフェノール青吸光光度法（JISK0102）を用いた。

(2) 異常燃焼時の HCN 発生状況調査

異常停止時の HCN の挙動を調査した事例はほとんどなく、汚泥種、つまり脱水時に用いる凝集剤（石灰系凝集剤と高分子凝集剤）の影響を確認するために本実験では石灰汚泥と高分子汚泥について調査した。本実験では 7t/日の実験プラント（図 6-2）で、表 6-2 に示す汚泥を燃焼させ HCN の発生状況を調査した。それぞれ約 5 時間安定燃焼させ、排ガス性状が安定したことを確認した後、全ての機器を瞬時に停止しフリーボードから少量の測定用のガスを引き抜き O_2 、CO を連続分析、HCN、 NH_3 を間欠的にサンプリングした。 O_2 連続測定は、島津製作所製のポータブル酸素計（磁気風式）、CO 連続測定は同じ島津製ポータブル CO 計（赤外線式）を使用し、HCN、 NH_3 の測定方法はラボテストと同様である。停止後 24 時間のサンプリングを行った。

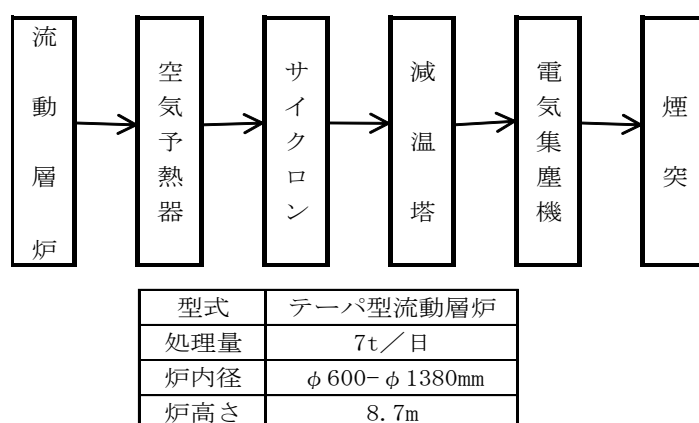


図 6-2 テストプラントフロー

表 6-2 汚泥分析値

項 目	単位	石灰汚泥	高分子汚泥
含水率	%	65	78
可燃分	%dry	72.1	80.6
低位発熱量	kcal/kg	3100	4550
	MJ/kg	13.0	19.0
C	%dry	31.0	44.1
H	%dry	5.3	5.9
N	%dry	4.2	6.1
T-S	%dry	0.43	1.1
T-Cl	%dry	2.23	0.46
Ca	%dry	9.41	1.23
Fe	%dry	3.37	1.56
CN	mg/kgdry	1	6

(3) 実炉における操業条件とシアン発生挙動の調査

ラボテストで明らかになった温度とシアンの発生・分解挙動について、実炉を用いて確認し、安定した操業条件を求めるため実験を行った。図 6-3 に示す 50 トン/日規模の流動層炉を用いて、ラボテストの結果より炉内温度（フリーボード温度）を 700℃から 875℃の範囲で変えてサイクロン出口排ガス中の HCN、NH₃を測定した。汚泥は、ラボテスト同様の A 汚泥を用いた。

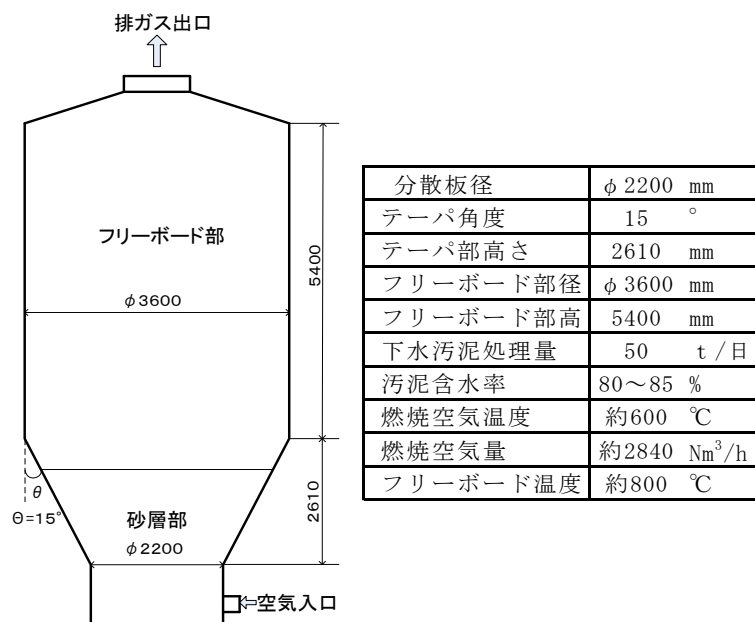


図 6-3 中型流動層炉形状

6-2-2 実験結果と考察

(1) HCN の発生および消滅機構の解明

A汚泥の燃焼結果を図 6-4 に示す。燃焼温度 700℃前後で最も HCN の発生が多い結果になった。

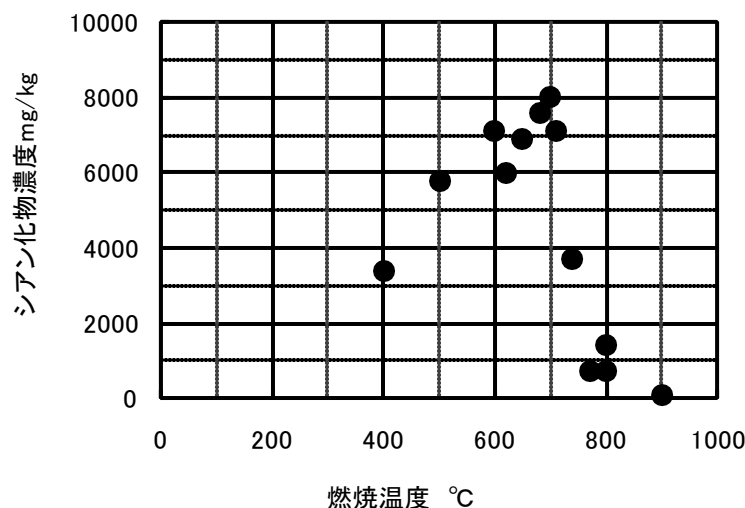


図 6-4 燃焼温度 VS シアン化合物(A汚泥)

HCN の発生量は、汚泥固形物当たりの発生量に換算した数値で表している。焼却前の汚泥中のシアン化合物の測定値（表 6-1）は、固形物当たり 1～3mg/kg であり燃焼により大幅に増加している。森によると、生汚泥の脱水ケーキの焼却時の HCN の発生は 500～600℃でピークを迎えている³⁾。本研究に比べやや温度が低いですが、これは水分を含んだ脱水ケーキを使用していること、石灰汚泥であることやシアン生成に関与する金属触媒などの違いが影響していると考えられる。窒素の転換率で考えると、最大で約 14.3%程度が転換しているといえる。この点についても森らの研究（転換率 100%に近い）と異なっている。700℃以上の温度では HCN の量が大幅に減少した。最大値を示した 680℃の燃焼温度で発生した HCN をバルブ 1 とバルブ 2 を切り替えて、再加熱温度 900℃で分解すると 7600→210mg/kg に減少し 97.2%の分解率になった。

B汚泥では分解挙動を確かめるため燃焼温度 700～900℃で HCN と NH₃ を同時に測定した。図 6-5 に燃焼温度との関係を示す。700℃からの分解特性を確認する実験であったため、発生ピークは不明であるが、少なくとも 700℃以上での HCN の挙動は、A汚泥と酷似していた。NH₃ の発生状況は、HCN と同様に燃焼温度 700℃以上の温度で急激に減少する傾向にあった。

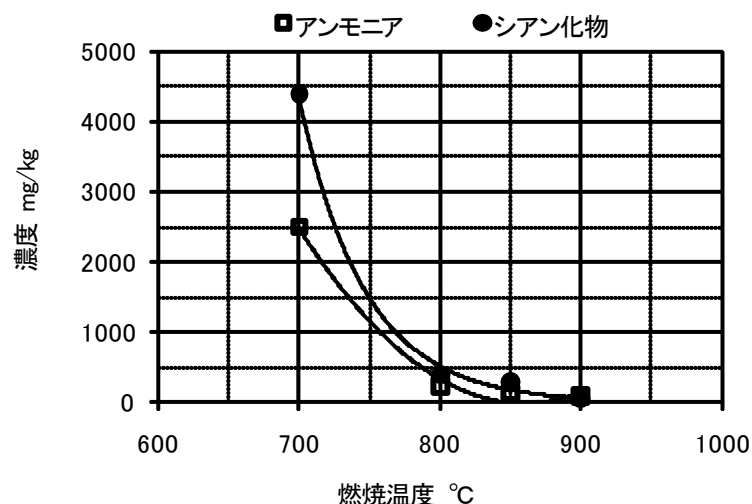
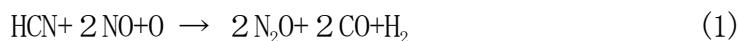


図 6-5 燃焼温度 VS シアン・アンモニア濃度 (B汚泥)

HCN、NH₃共にA汚泥の方が発生量が多かった。この原因は、汚泥中のC、N等の有機物量に起因するのか無機物中の物質の差によるかは本実験からは不明であった。いずれにしても HCN および NH₃が 700°C近辺かそれ以下の温度で発生のパークを迎え、700°C以上の温度域で急激に減少する傾向にあることがわかった。その原因は、熱分解初期生成物である HCN と NH₃が、以下の(6-1)～(6-4)式で表わされる反応により、窒素酸化物である NO_x や N₂O や N₂へ変化し、発生→分解の反応が即時的に起ったためと考えられる。

HCN の反応



NH₃ の反応



今回の汚泥とは異なる汚泥であるが、同様の試験装置で空気の代わりにアルゴンガスを通した熱分解テストを行った。その結果、HCN 発生量(汚泥固形物換算)は、600°Cで 106mg/kg、800°Cで 940mg/kg と還元雰囲気では温度上昇と共に HCN 発生量が増加することを確認している。このことから、酸化雰囲気では酸化分解反応が生じることにより結果的に HCN が減少したと考えられる。いずれにしても分解温度に達してない温度域では汚泥の種類によらないでシアン化合物が大量に発生することが確認された。

(2) 異常停止時の HCN 発生状況

停止後経過時間と炉内温度の関係を図 6-6 に示す。砂層温度の温度低下は一次

関数的に減少したが、フリーボード温度の温度低下は指数関数的に減少した。高分子系汚泥の結果を図 6-7 に、石灰系汚泥の結果を図 6-8 に示す。石灰汚泥では HCN の発生はほとんどないが、高分子汚泥では停止後 1 時間後にピークがありピーク値で約 20ppm 発生している。NH₃ は、石灰汚泥・高分子汚泥共に HCN より少し遅れて約 2 時間後にピークがあるが石灰汚泥の発生量は、高分子汚泥の 1/25 である。一酸化炭素の発生量は、石灰系汚泥が停止直後 23ppm 発生しその後 1 時間経過後 0 近くまで発生量が低下したが、高分子系は停止後 1 時間で約 280ppm 発生し停止後 4 時間経過後も約 60ppm であった。これは、高分子系汚泥の方が発熱量も高く石灰系汚泥より熱分解反応も起こし易いために NH₃、HCN の発生が多い結果になったと考えられる。

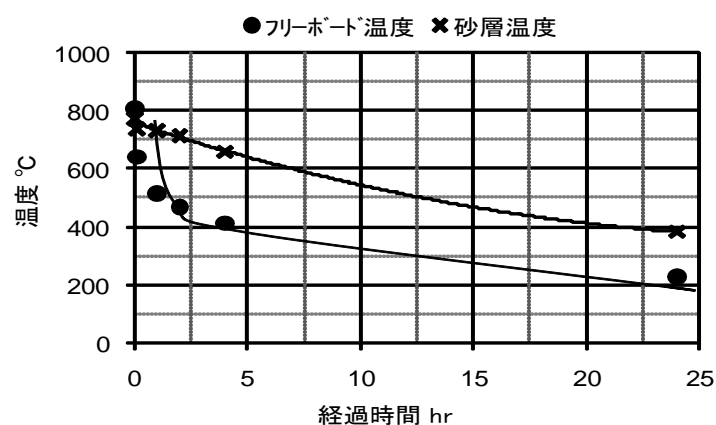


図 6-6 停止後経過時間と温度

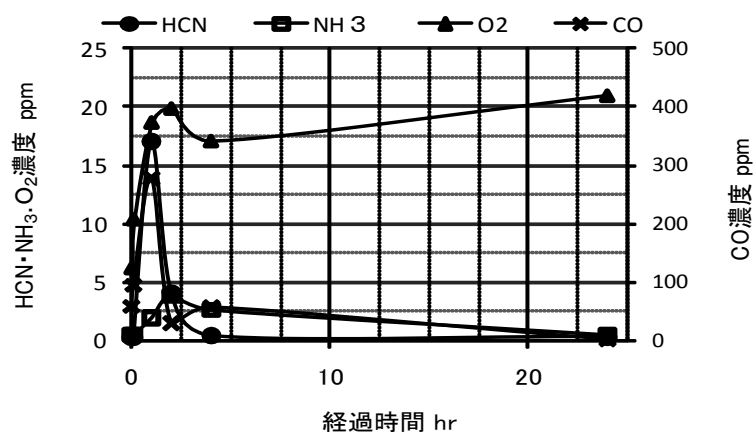


図 6-7 HCN・NH₃・CO 発生状況 (高分子系)

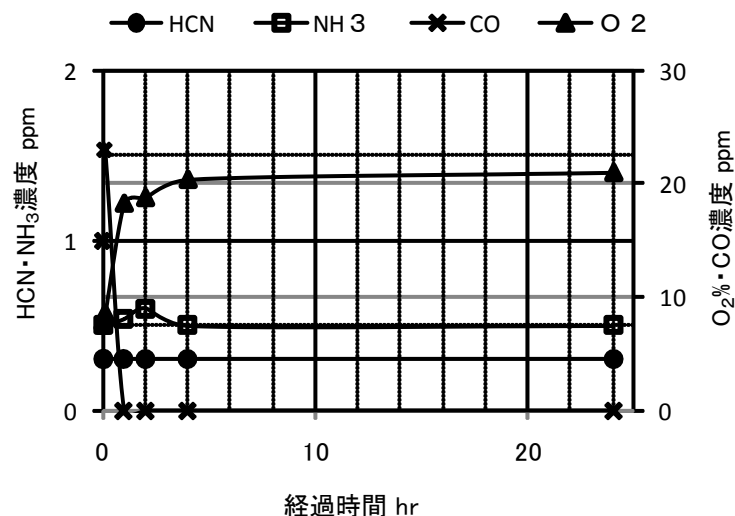


図 6-8 HCN・NH₃・CO 発生状況(石灰系)

NO_x については停止直前の O₂ 12% 換算値で高分子汚泥が 21ppm、石灰汚泥が 73ppm と石灰汚泥の方が高かった。これは、汚泥中の N 分の熱分解物質である NH₃、HCN の発生が多くなっても単純にその酸化物である NO_x の濃度が増加するとは言えないことを示唆している。

異常停止時に炉内では高濃度の HCN が発生するが空気を挿入していないので絶対量は少ない。したがって、復旧後の運転に問題が生じることはない。停止中に炉内で発生した高濃度 HCN 等が急激に漏れない様に排ガス系のガスシールには充分に注意が必要である。

(3) 実炉での HCN 発生

ラボテストの結果から炉内温度を 700℃ 以上にすることで HCN が分解する傾向がわかった。実炉での確認のため、炉内温度（フリーボード温度）を変えてサイクロン出口排ガス中の HCN、NH₃ を測定したデータを図 6-9、6-10 に示す。結果の表示はラボテストと同じ汚泥単位固形物重量当りに換算した数値で示す。

実機の測定データでは、700℃ では 160mg/kg 程度発生していたが、750℃ 以上では 10mg/kg 以下に減少しており、ラボテストとほぼ同じ傾向を示していた。NH₃ については HCN とやや異なり、炉内（フリーボード）温度が、800℃ 以下では 700℃ と同じレベル以上に存在し、800℃ 以上に上昇すると発生量が減少した。

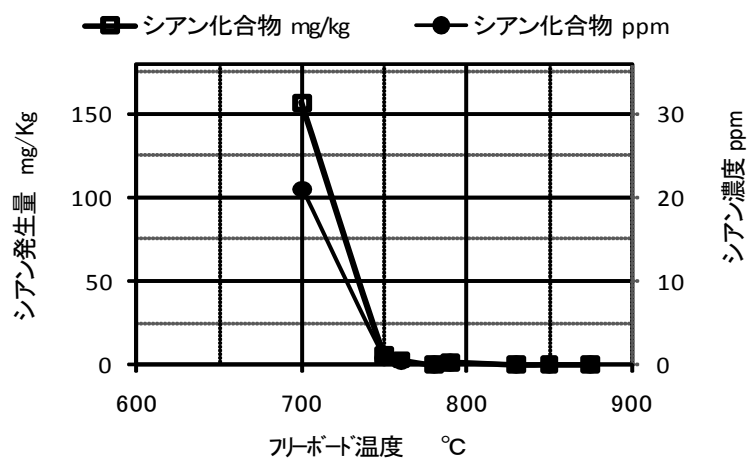


図 6-9 フリーボード温度 VS シアン発生量

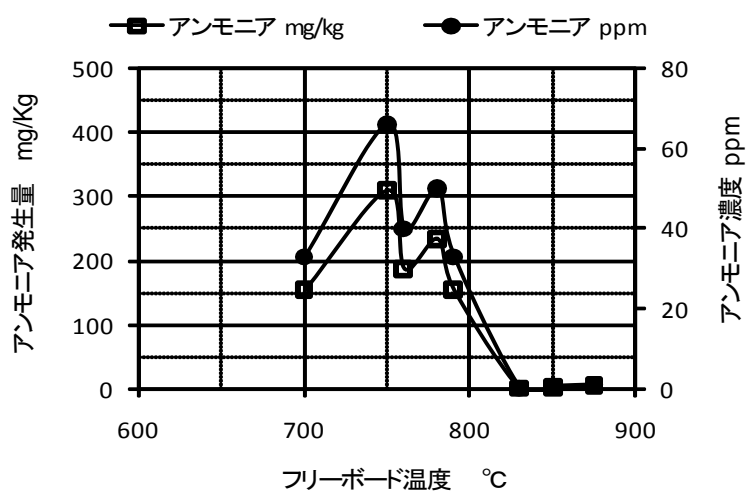


図 6-10 フリーボード温度 VS アンモニア発生量

ラボテストで用いた管状炉と比較して、傾向は同じであるが汚泥単位固形物重量当たりの発生量は大幅に減少している。またラボテストより 100°C 低い 800°C 以上の温度で排ガス中の HCN 濃度は 0.03ppm (0.22mg/kg 以下) の検出限界以下となった。これは、ラボテストでは管状炉の中に乾燥汚泥を静置している状態であったが、実際の流動層炉では流動媒体の砂が激しく流動し、脱水汚泥を常に破碎し、空気との良好な接触が保持された状態であったことに起因すると考えられた。石炭の燃焼実験結果からケイ砂による接触反応で HCN、NH₃ の分解や¹⁶⁾ HCN-H₂O-N₂系等による HCN、NH₃ の分解の報告^{17), 18)}と同様の結果となった。700°C 以上の温度で HCN、NH₃ が NO_x や N₂O に酸化したか、あるいは N₂ に分解したかを把握する為

に、NO_x の同時測定を行った結果を図 6-11 に示す。

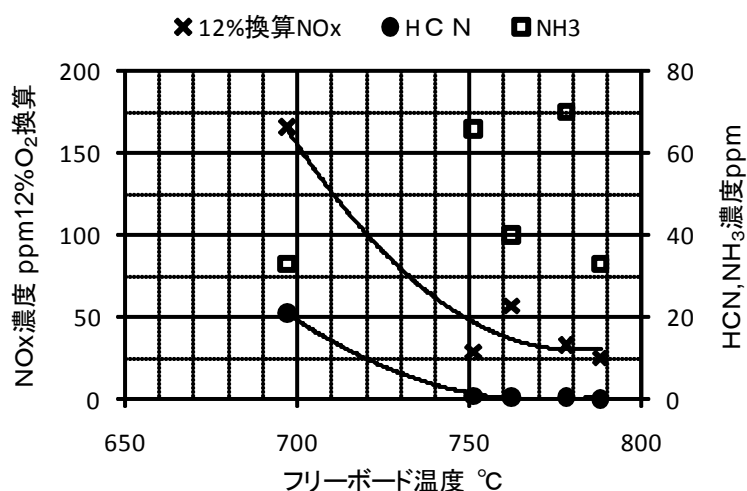


図 6-11 フリーボード温度と HCN, NO_x, NH₃

NH₃は、フリーボード温度 700～800℃の範囲では測定データがばらついて明確な関係が把握出来なかった。一方 HCN、NO_x 濃度は、温度と共に減少する傾向にあった。NH₃濃度の変化は少ないが HCN 濃度が減少する以上に NO_x 濃度の減少が起こっていることから熱分解第一物質である HCN が NO_x でなく N₂O や N₂に変化していると推定されるが、データが不足しているので今後の研究で詰めていく必要がある。

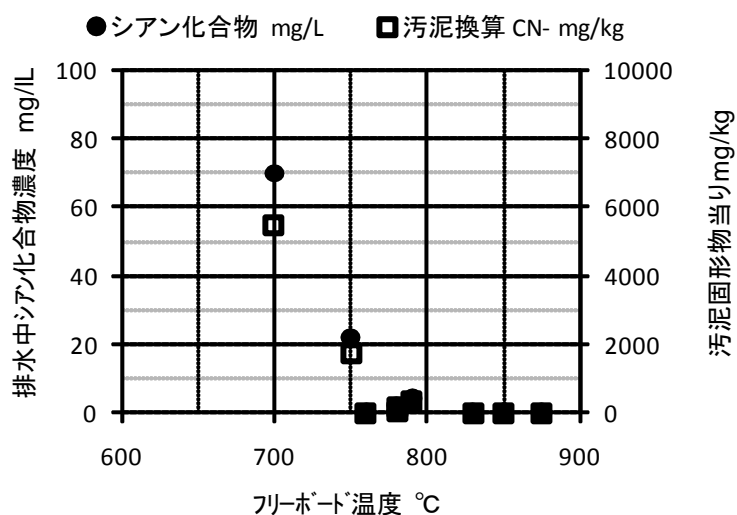


図 6-12 フリーボード温度 VS 排水中シアン濃度

図 6-12 に炉内温度と排煙処理塔排水中のシアン化物(CN⁻)濃度を示している。排煙処理塔の pH は、苛性ソーダを用いて pH=7.5~8 に自動制御している。HCN と NaOH の反応は、



で表わされ、溶液中の各イオンの解離状態は、



となり CN⁻が、溶液中の H⁺と反応すると HCN の揮散が起こる。H⁺との反応であることから溶液の pH に関係し、今回の pH8 では、 $\text{NaOH}/(\text{NaOH} + \text{CN}^-) = 93.8\%$ ¹⁹⁾であり取扱には充分注意した。排煙処理塔排水中のシアン化物濃度は、炉出口排ガス中の HCN 濃度と同じ傾向で、炉内温度が 800℃以下では、大量の HCN が排水中に移行することを示している。排煙処理塔排水中のシアン化物濃度に水量をかけて汚泥当たりの発生量に換算した結果を図 6-12 の右目盛りに示している。排煙処理塔で全量 HCN が除去されたとして、ボリュム換算で最大で約 650ppm の HCN が炉から発生していることになり排ガス測定データと大きな差がある。この原因についてはガス中の HCN 濃度の誤差か排水中の誤差に因るのかは不明である。排煙処理塔の排水は、通常水処理系に返流水として戻すので活性汚泥への影響が出てくる。微生物に影響を与えるシアン化物濃度は、KCN で 5mg/l、硝化阻害濃度は 0.8mg/l であるとされている²⁰⁾。したがって、確認実験では空いている大容量のタンクに返流水を一次貯留して CN⁻濃度を測定し濃度が下がってから返流水を水処理設備に戻した。

流動層炉排ガス中の HCN は、このデータからも酸化雰囲気中で炉内温度を 800℃以上に常に保持すればほとんど炉内で分解し、炉外へは発生しない。定常運転時には、汚泥の含水率変動を極力抑えろと共に、自動温度制御の設定値を 800℃より上げて 800℃以下にならないようにし、制御の応答性を早くすれば発生を抑制することが出来る。

最も注意を要するのは、立ち上げ時と停電等の異常停止時である。立ち上げ時は、汚泥を投入すると砂層温度が汚泥中の水分により蒸発潜熱を奪われ、汚泥投入前の温度から急激に下がる。したがって、砂層温度、フリーボード温度の急激な低下を防ぐ為、汚泥負荷の上昇を数段階に分けて時間をかけてあげる等の対応策が有効であると考えられる。

6-2-3 まとめ

下水汚泥中の N 分の挙動についてラボテスト、稼働中の実機のデータより調査した。以下に得られた知見をまとめる。

(1)汚泥中の N 分は、まず HCN、NH₃の熱分解第一物質になり、フリーボード 700℃

- 近辺で発生量は最大になる。ラボテストの結果、窒素の転換率は最大で 14.4% であった。それ以上の温度では酸化されて NO_x , N_2O , N_2 に分解すると考えられる。
- (2) 異常停止時には高分子汚泥から高濃度の HCN が発生するが発生量は少ないことが確認された。排ガス系のシールにはガス漏れのない様に十分に配慮する必要がある。
- (3) 実炉における実験では、800℃未満の温度では HCN が発生することが確認された。排煙処理塔で脱硫薬品である苛性ソーダと反応すると考えられたが、返流水中のシアン化物濃度と排ガス測定データとの間には大きな差があった。焼却炉からの返流水として水処理に戻された場合、微生物、特に硝化菌に影響を与える可能性がある。

6-3 NO_x の発生と抑制燃焼

低 NO_x 燃焼の方法として、空気過剰率を下げることや 2 段燃焼を行う方法はこれまで多くの文献で発表されている。下水汚泥流動層炉の空気過剰率は、他の焼却炉に比較して低く空気過剰率 1.25～1.4 で運転されており発生する NO_x の値が 50ppm (O_2 12% 換算) 以下と低い場合が多い。しかし汚泥性状によっては 100ppm (O_2 12% 換算) を超える発生量を示す場合もあり、どの様な汚泥で NO_x が高くなるか、2 段燃焼などの低 NO_x 燃焼が可能かどうかを調査した。まず NO_x 濃度の高い石灰汚泥を用いてテストプラントで低 NO_x 化の実験を行い、次に実機で汚泥性状が NO_x 発生量に与える影響について調査を行った。

6-3-1 実験方法

(1) 温度と空気過剰率の影響

① 石灰汚泥

処理量約 7t/日炉 (表 6-3) のテストプラントを用いて温度条件、空気過剰率を変えて NO_x の発生量を調査した。表 6-4 に実験に用いた汚泥の分析結果を示す。供試汚泥は、 NO_x の発生量が多い石灰汚泥を用いた。温度と NO_x 発生量の実験は、空気過剰率を一定にして設定砂層温度を 650～850℃まで 50℃間隔で変化させ NO_x 、 O_2 、 CO のデータを収集した。空気過剰率と NO_x 発生量の実験は、砂層温度を 750℃一定にして空気過剰率を 1.3、1.4、1.5、1.8 に変化させた。

表 6-3 流動層炉主仕様

処理量	t/日	7	25	50	200
ϕ_s 砂層部内径	mm	645	1350	2200	4400
H_s 砂層部高さ	mm	1380	2150	2520	5140
ϕ_f フリーボード内径	mm	1370	2200	3600	7000
H_f フリーボード高さ	mm	5050	4700	5430	5400

表 6-4 石灰汚泥成分

項目	単位	分析値
含水率	%	63.6
灰分	%	30.4
低位発熱量	kcal/kgds	3160
	MJ/kgds	13.2
C	%dry	33.3
H	%dry	5.1
N	%dry	3.8
O	%dry	27.1
T-S	%dry	0.3
T-Cl	%dry	0.7
Ca	%dry	10.3
Si	%dry	1.75
Fe	%dry	3.3
Al	%dry	0.86
Na	%dry	1.3
T-P	%dry	0.93

②高分子汚泥

消化汚泥を高分子で薬注脱水している脱水汚泥換算 25 t / 日炉 (表 6-3) の実機のデータを調査した。汚泥の性状を表 6-5 に示した。

表 6-5 高分子消化汚泥成分

項目	単位	分析値
含水率	%	80.0
灰分	%	46.2
低位発熱量	kcal/kgds	3000
	MJ/kgds	12.6
C	%dry	32.3
H	%dry	5.1
N	%dry	4.6
O	%dry	12.1

(2) 汚泥性状が NO_x 発生量に与える影響①石灰汚泥と高分子汚泥の NO_x 発生量

脱水機の更新により汚泥の凝集方法が、石灰・塩化第二鉄から高分子凝集剤に切り替わる処理場で、石灰系と高分子系の汚泥の NO_x 発生量を調査した。脱水機までの処理方法に変更はない。焼却炉は、処理量 200t/日の焼却炉で主仕様を表 6-3 に汚泥の性状を表 6-6 に示した。

②高分子汚泥中の Fe 含有量の影響

高分子汚泥を焼却処理している処理場で、ポリ鉄(硫酸第二鉄)を用いて三次処理している場外汚泥を受け入れ、汚泥の混合を行わずにそれぞれの汚泥を単独で焼却処理している処理場がある。ほぼ同じ操炉を行っているが NO_x の発生量に大きな差が出ている。石灰の触媒作用によって NO_x が増加する文献²¹⁾は多くあるが Fe に石灰と同様の触媒作用があると述べられている文献はほとんどない。そこで Fe 含有汚泥の NO_x 発生状況について調査し Fe 含有量と NO_x 発生量の相関について調査を行った。調査を行った 50t/炉の流動層炉の仕様を表 6-3 に示した。

表 6-6 石灰汚泥と高分子汚泥

項 目	単位	石灰汚泥	高分子汚泥
C a	%	12.4	0.9
F e	%	2.7	0.55
投入量	kg/h	8333	8333
含水率	%	67	78
可燃分	%	67	86
低位発熱量	kcal/kgds	3077	4400
	MJ/kgds	12.9	18.4
オイル量	ℓ/h	0	41
砂層温度	℃	670	750
炉出口温度	℃	820	847
O ₂	%	7.0	7.3
空気過剰率	—	1.50	1.53
NO _x	ppm	99	7
N ₂ O	ppm	82	27
NH ₃	ppm	3	75
HCN	ppm	< 0.5	0.7

NO_xはO₂12%換算値

(3) 排ガス分析方法

排ガスは、炉排ガス出口、熱交換機出口、サイクロン出口の排ガスダクトからガスを吸引しグラスウールで除塵後シリカゲルで水分を除去して N₂O、O₂、NO_x、CO の連続式測定器を用いて同時に測定した。排ガス量・温度データは、納入機に付属している計装盤の流量計(オリフィス-差圧発信器式)と温度の表示値を読んで記録した。各ガスの連続測定装置は、下記の仕様の測定器を用いた。

NO_x 計：堀場製作所の化学発光式、O₂ 計：堀場製作所の磁気圧式、

CO 計・N₂O 計：堀場製作所の非分散赤外線吸収法

6-3-2 実験結果と考察

(1) 温度と空気過剰率の影響

① 石灰汚泥

表 6-7, 6-8 に砂層温度の設定値を変化させた炉の運転状況と排ガス性状を示し

た。砂層温度、フリーボード温度と NO_x, CO 発生濃度の関係を図 6-13, 6-14 に示した。NO_x 濃度は、砂層・フリーボード温度が 800℃までは、ほぼ直線的に減少し 800～850℃の間ではほとんど変化がない。CO 濃度は、砂層・フリーボード温度が 750℃までは温度上昇によって急激に減少し 750～850℃までは徐々に減少している。砂層温度、フリーボード温度のどちらが NO_x, CO 発生濃度に影響を与えているかは図 6-15 に示しているように砂層温度とフリーボード温度が直線的に正の相関にあり判断が難しい。フリーボード温度が 700℃までは汚泥中の熱分解第一物質である HCN、NH₃ が大量に発生し²²⁾、図 6-9、6-10 に示した 700～800℃の温度域で急激に濃度が減少している HCN、NH₃ 濃度の傾向と CO 濃度の減少傾向とは酷似している。

表 6-7 実験条件

測定項目		単位	設定砂層温度 °C				
			650	700	750	800	850
温度	流動空気	°C	283	306	311	320	330
	ウインドボックス	°C	241	609	607	607	608
	砂層	°C	649	704	749	803	857
	フリーボード	°C	710	734	762	804	845
	熱交換器出口	°C	482	513	524	549	587
ガス量	燃焼空気量	Nm ³ /h	325	385	383	422	507
	排ガス量	Nm ³ /h	686	709	706	740	825
オイル量	下部バーナ	ℓ/h	0	10	8.6	9.7	9.8
	砂層下部ガンバーナ	ℓ/h	6.9	10.8	11.6	13.7	18.9
	砂層上部ガンバーナ	ℓ/h	6.9	0.8	3	5	9.1
	層上バーナ	ℓ/h	0	0	0	0	0
	汚泥投入量	kg/h	195	←	←	←	←
汚泥	含水率	%	63.6	←	←	←	←
	炉床負荷	kgds/m ² h	217	←	←	←	←

* 砂層温度=砂層下部温度,フリーボード温度=フリーボード下部温度とする

表 6-8 排ガス性状

測定項目		単位	設定砂層温度 °C				
			650	700	750	800	850
O ₂ 濃度	フリーボード	%	5.1	5.5	5.6	5.4	6.0
	熱交換器出口	%	7.2	7.1	7.2	6.9	7.0
	サイクロン出口	%	8.7	8.6	8.7	8.3	8.3
空気過剰率	フリーボード	—	1.32	1.35	1.36	1.35	1.40
	熱交換器出口	—	1.52	1.51	1.52	1.49	1.50
	サイクロン出口	—	1.71	1.69	1.71	1.65	1.65
NO _x 濃度	熱交換器出口	ppm	234	216	174	145	136
	サイクロン出口	ppm	180	184	151	119	123
CO濃度	熱交換器出口	ppm	411	170	87	38	10
	サイクロン出口	ppm	376	154	79	35	10
NO _x 濃度 12%換算	熱交換器出口	ppm	155	141	114	93	89
	サイクロン出口	ppm	133	134	110	84	88
CO濃度 12%換算	熱交換器出口	ppm	264	110	56	24	7
	サイクロン出口	ppm	269	111	57	25	7

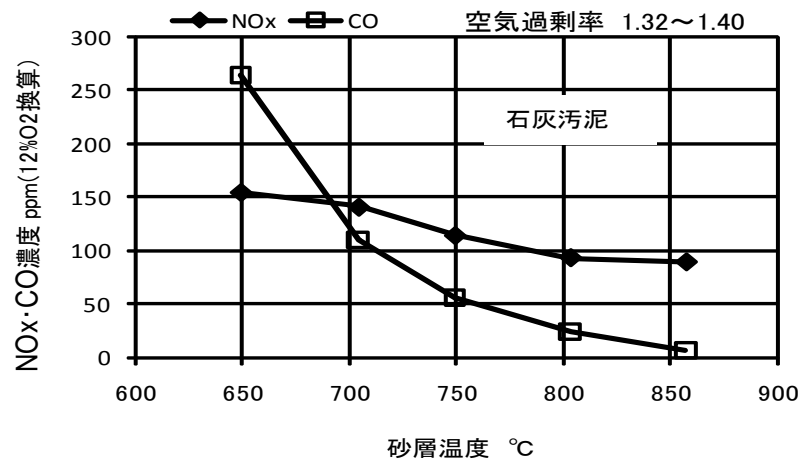


図 6-13 砂層温度と NOx・CO 濃度

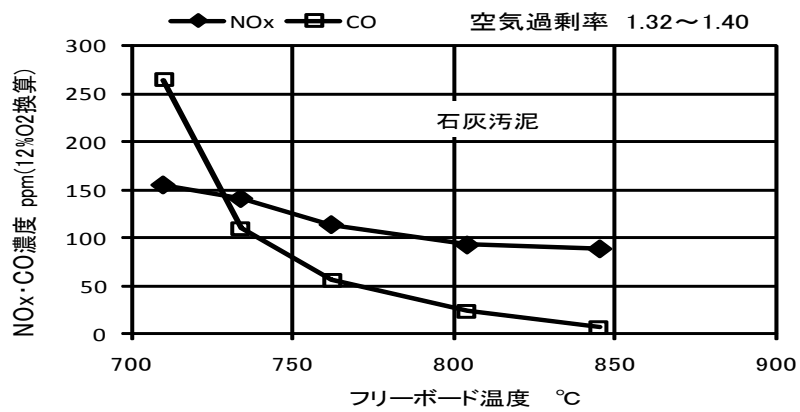


図 6-14 フリーボード温度と NOx・CO 濃度

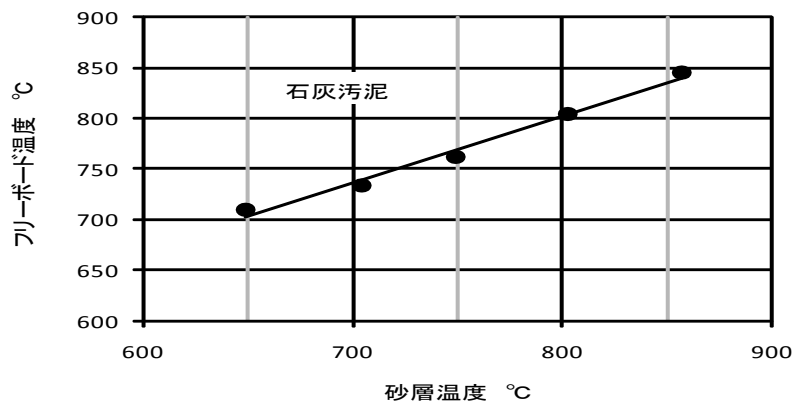


図 6-15 実験での砂層温度とフリーボード温度

空気過剰率を変化させた結果を表6-9、図6-16に示した。砂層温度748～756℃、フリーボード温度 765～783℃と若干低めの温度であるが CO 濃度は、空気過剰率 1.33 で 160ppm であったが 1.5 以上では 20ppm まで下がっている。NOx は、全く逆に空気過剰率の上昇と共に 55ppm(空気過剰率 1.33)から 170ppm(空気過剰率 1.81)まで増加しており空気過剰率が、NOx の発生に与える影響は大きい。

表 6-9 石灰汚泥空気比と NOx・CO 濃度

測定項目		単位	設定空気過剰率			
			1.3	1.4	1.5	1.6
温度	砂層温度	℃	748	756	753	754
	フリーボード温度	℃	781	783	779	765
	熱交換器出口	℃	550	555	562	563
汚泥	汚泥投入量	kg/h	195	←	←	←
	含水率	%	63.6	←	←	←
	炉床負荷	kgds/m ² h	217	←	←	←
O ₂ 濃度	フリーボード	%	4.1	5.6	7.6	9.8
	熱交換器出口	%	5.2	6.5	7.2	9.4
	サイクロン出口	%	7.1	8.1	8.4	10.5
空気過剰率	フリーボード	—	1.24	1.36	1.57	1.88
	熱交換器出口	—	1.33	1.45	1.52	1.81
	サイクロン出口	—	1.51	1.63	1.67	2
NOx濃度	熱交換器出口	ppm	95	142	172	214
	サイクロン出口	ppm	83	126	149	205
CO濃度	熱交換器出口	ppm	285	69	32	29
	サイクロン出口	ppm	258	62	32	27
NOx濃度 12%換算	熱交換器出口	ppm	55	90	107	167
	サイクロン出口	ppm	55	89	113	177
CO濃度 12%換算	熱交換器出口	ppm	163	42	21	22
	サイクロン出口	ppm	158	41	23	23

* 空気過剰率・濃度は熱交換器出口の値とする

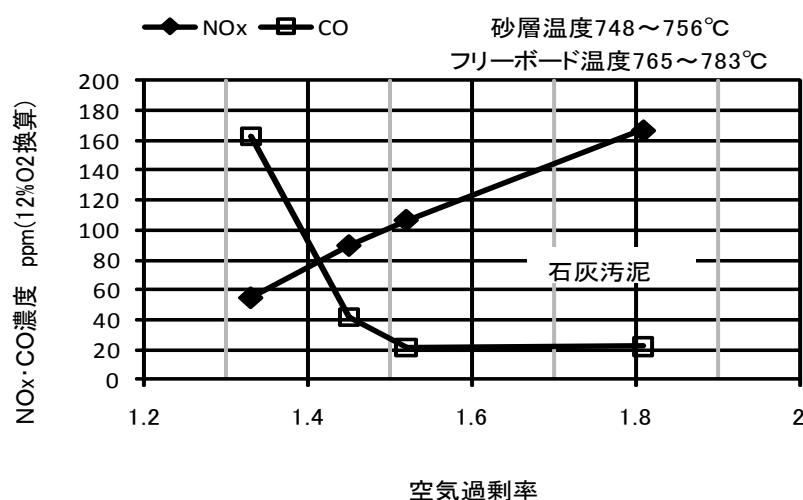


図 6-16 空気過剰率と NOx・CO 濃度

NO_x 濃度が高い場合は、トータル風量が同じでも砂層に送入する空気量を減らしフリーボードに二次空気を送入する 2 段燃焼法²³⁾によって発生する NO_x を減少することができた。図 6-17 に二段燃焼を行った結果を示した。二段燃焼なしの場合は約 140ppm、二次空気を 20%送入すると 100ppm、30%送入で 80ppm と発生 NO_x 濃度は減少し二段燃焼すると低 NO_x 化に効果があった。

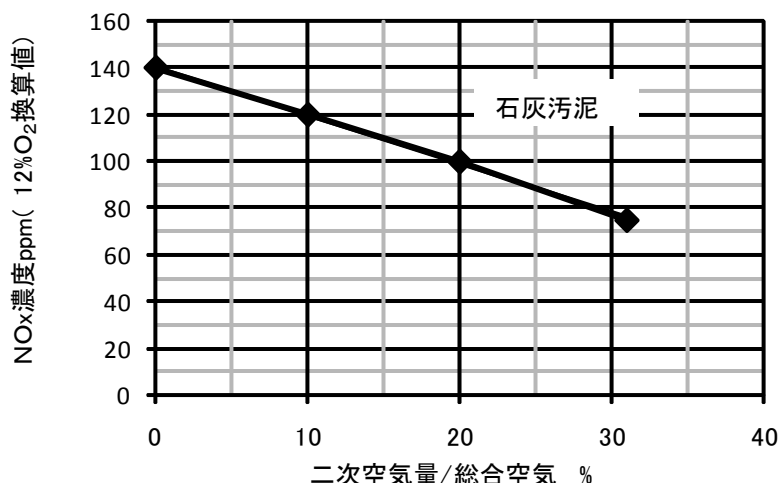


図 6-17 二次空気と NO_x 濃度

②高分子汚泥

石灰汚泥と全く同じ傾向で砂層温度が高い程 NO_x 濃度は減少傾向にあった。図 6-18 に結果を示した²⁴⁾。砂層温度に関しては、石灰汚泥に比較して 620℃程度の比較的低い温度でも NO_x は安定しその値は石灰汚泥の半分以下であった。空気過剰率による NO_x の変化については、石灰汚泥同様に变化するデータとほとんど影響を受けないデータの 2 種類があった^{24), 25)}。それぞれ図 6-19 と図 6-20 に示した。影響を受けるデータは、砂層温度 620～680℃の範囲で、空気過剰率 1.4 以下で石灰汚泥より NO_x の値は大幅に低いがそれ以上の空気過剰率では発生量が急激に上昇する傾向を示した。一方空気過剰率の影響を受けないデータは、砂層温度 700～720℃空気過剰率 1.2～1.7 の操炉条件で NO_x は 16～29ppm であった。高分子汚泥でこの様に差がでた原因については不明である。石灰汚泥に比較すると高分子汚泥は NO_x の発生量が少ないので他の因子の少しの影響が顕著に現れた可能性もあった。

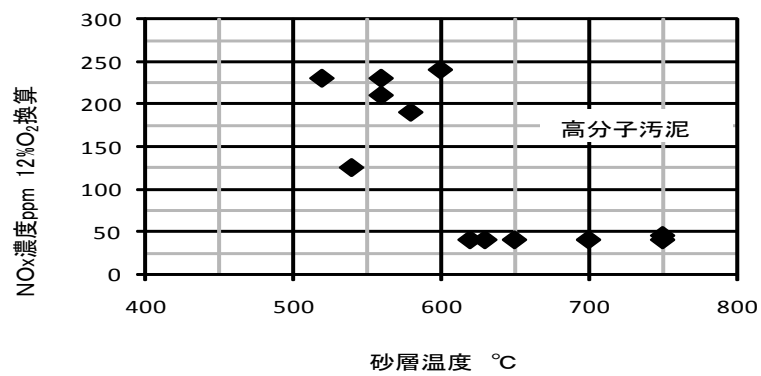


図 6-18 砂層温度と NOx 濃度

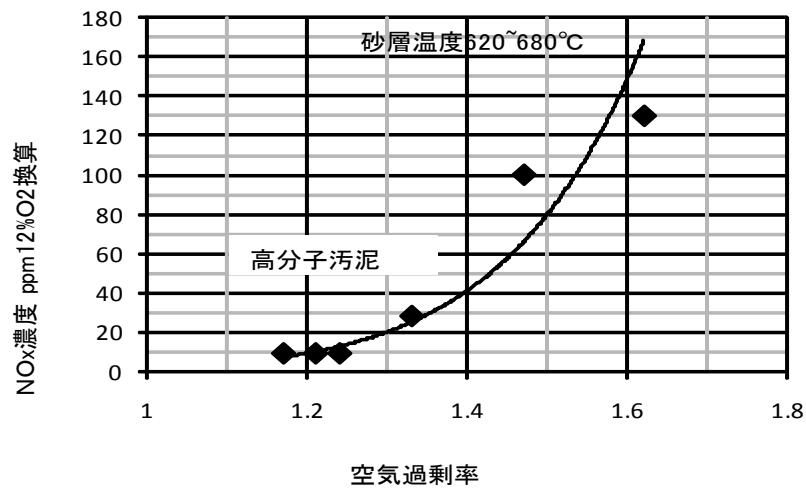


図 6-19 空気過剰率と NOx 濃度

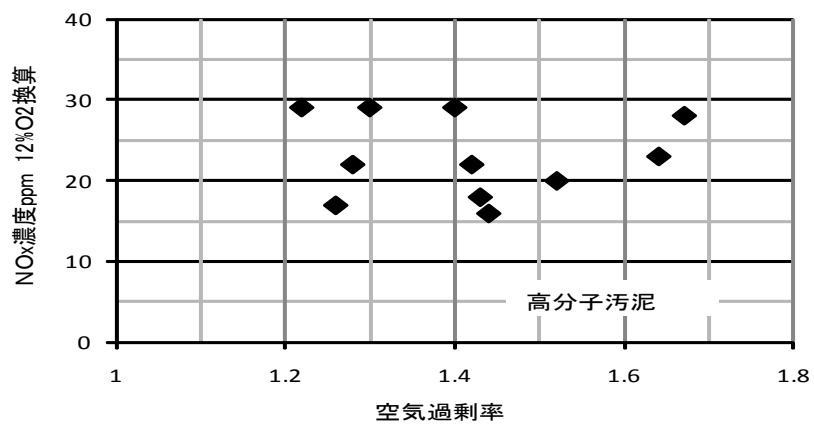


図 6-20 空気過剰率と NOx 濃度

(2) 汚泥性状が NO_x 発生量に与える影響

①石灰汚泥と高分子汚泥の NO_x 発生量

同じ処理場で脱水処理前の凝集剤のみ変わった汚泥を焼却した時のデータを表 6-6 に示した。無機系の凝集剤の添加率は、濃縮汚泥固形物当たり消石灰約 30%、塩化第二鉄約 11%であった。

石灰汚泥の運転状況は、補助燃料を使用しない自燃状態であり、砂層温度は 670℃、フリーボード温度は砂層温度より 150℃高い 820℃、空気過剰率は 1.5 で NO_x 測定値は 99ppm (O₂12%換算値)であった。

この温度条件からテストプラントの実験で得られた図 6-13、図 6-14 を用いて NO_x 値を読み取ると砂層温度から NO_x の値 200ppm、フリーボード温度からは 90ppm となった。また同様にテストプラントの実験で得られた空気過剰率のグラフ(図 6-16)から読み取ると 100ppm になった。フリーボード温度、空気過剰率共にテストプラントで得られた結果と実機の測定値はほぼ同じ数値を示した。

補助燃料を使用している高分子汚泥は、石灰汚泥の温度より砂層温度で約 80℃、フリーボード温度で 27℃高く、空気過剰率は高分子汚泥も石灰汚泥とほぼ同じ 1.5 であった。この高分子汚泥の NO_x の測定値は、7ppm であり石灰汚泥と比較して大幅に低い値であった。同一の処理場から発生した同じ汚泥でこの様に NO_x 発生量に大きな差が出る原因は、凝集剤の違いによる差以外には考えられなかった。また石灰汚泥の NO_x が高いのは、汚泥中の Ca が触媒的な作用を果していると推察された。

下水汚泥の固形物中に 3～10%の N 分があり、その 90%が揮発性の N であり前章で述べた熱分解第一物質である HCN や NH₃ の酸化反応によって NO_x(大部分が NO²³⁾)や N₂O、N₂が生成すると考えられる。その生成反応は、石炭燃焼と類似の反応を起こすと考えられ石炭の気相反応を示している守富²⁶⁾や Bo-Leckner²⁷⁾の反応概念式から図 6-21 の様に整理出来る。Ca の触媒作用で NH₃ を酸化させて主に NO を生成する説²⁸⁾と NH₃ と HCN の両成分を酸化させて NO を生成する説²⁹⁾などがある。前節にも述べたが温度上昇と共に HCN、NH₃、NO が同時に減少傾向にあり現段階ではどちらの反応が有力かの判断は出来ない。少なくとも Ca が、HCN、NH₃ の酸化反応に触媒として作用した結果、石灰汚泥焼却時に NO_x の発生が増加することは明確になった。

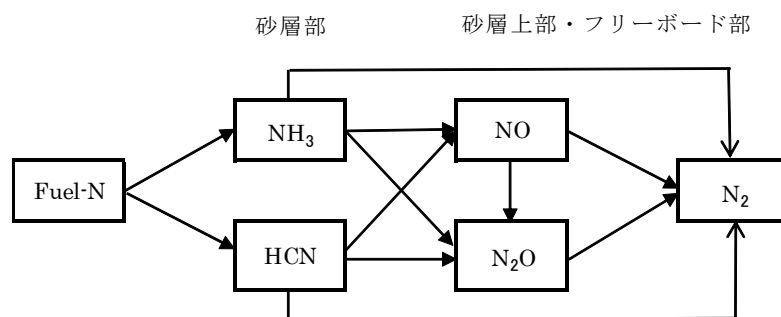


図 6-21 Fuel-N の形態変化

②高分子汚泥中の Fe 含有量の影響

河川や海域の富栄養化防止の為に排水中の N、P 除去・三次処理を行う処理場が増加している。P の除去方法の一つにポリ鉄(硫酸第二鉄)を用いる方式がありその方式では汚泥中の Fe が増加する。

場外汚泥を受け入れ、場内汚泥とほぼ同じ操炉条件で汚泥を混合しないでそれぞれの高分子汚泥を単独で同じ操炉条件で焼却処理を行っている処理場のデータを表 6-10 に示す。このデータからは汚泥中の Ca 分よりも Fe の含有量によって NOx の排出濃度に有意差があると推察される。他の処理場の NOx 濃度測定データを Fe、Ca 含有量によって整理して図示すると(図 6-22) Fe と NOx についての相関が Ca との相関と同等に強い傾向にあることが推定される。Fe についてのデータが少ないが Ca と同様に Fe が NOx 発生触媒作用があるとする文献³⁰⁾³¹⁾もあり、今後三次処理でポリ鉄を添加した汚泥が増加した場合に焼却排ガス中の NOx が問題になる可能性がある。

表 6-10 汚泥性状と NOx 排出濃度

項 目	単位	場内汚泥	場外汚泥
ポリ鉄添加率 (対濃縮汚泥)	ppm	6000	1000
含水率	%	84	82
可燃分	ds-%	64	74
N	ds-%	7.3	7.4
Ca	ds-%	0.72	2.4
Fe	ds-%	3.4	1.1
砂層温度	℃	700～750	
フリーボード温度	℃	800～850	
O ₂ 濃度	ds-%	6～7	6～7
空気過剰率	—	1.4～1.5	
NOx排出濃度 (O ₂ 12%換算値)	ppm	120～200	10～30

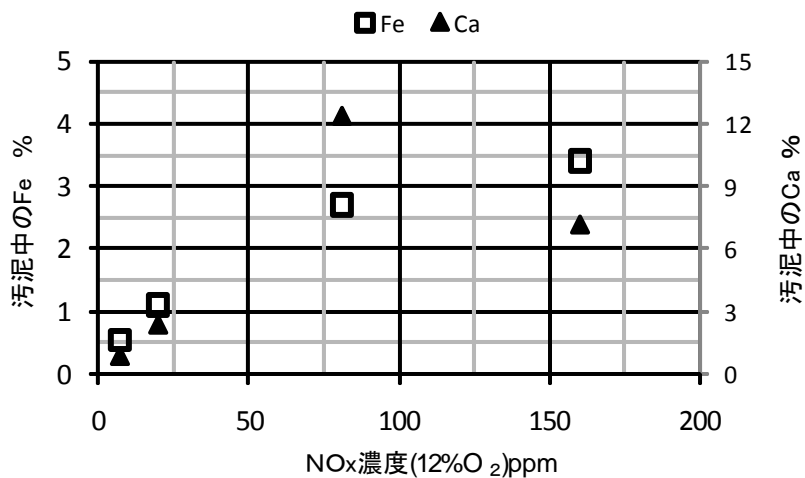


図 6-22 NOx 濃度と Ca・Fe 含有量

6-3-3 まとめ

- ①石灰汚泥、高分子汚泥共に砂層温度が低い場合 NOx の発生量が多い。石灰汚泥の場合は砂層温度 800℃以上、高分子汚泥の場合は 620℃以上で NOx 発生量は安定する。
- ②空気過剰率の影響は石灰汚泥では顕著に表れ、石灰濃度が低い程発生量は少ない。高分子汚泥は、空気過剰率の影響が少ない場合もあるが影響を受ける場合は 1.4 以下の空気過剰率で運転すれば NOx の発生量は 40ppm 以下であった。
- ③処理方式が同じで脱水機と脱水機の凝集方法が異なる処理場で、石灰汚泥と高分子汚泥を比較すると高分子汚泥は約 10ppm、石灰汚泥約 100ppm と石灰汚泥は約 10 倍 NOx 発生量が多い。
- ④石灰汚泥で NOx を減少させるには二段燃焼が有効である。
- ⑤NOx 発生の触媒作用は、Ca のみでなく Fe も触媒作用を起こす可能性が高く、今後データの蓄積を行う必要がある。三次処理に鉄系の凝集剤を用いる場合は注意が必要である。

6-4 N₂O の発生と削減

全国の下水处理場から発生する温室効果ガスの発生量は、2004 年時点で CO₂ 換算で約 695 万 t-CO₂ であり、全国全体の排出量の約 0.5%を占めている。下水処理場の排出量の内訳は、処理場の電気消費に伴う CO₂ 発生量が約 50%、次に汚泥焼却で発生する N₂O 排出量が約 24%を占めている³²⁾。この対策として H13 年に国交省は、「下水道施設計画・設計指針と解説」で汚泥焼却炉の燃焼温度を 850℃にすることを明記し N₂O 削減化を進めてきている。2002 年時点で高温燃焼の導入状況は

33%と増加傾向にある¹⁾。高温焼却がN₂Oの削減に対して効果的であることは広く知られているがその確認と他の操炉因子である空気過剰率、砂層高さなどを変化させてN₂O発生量への影響を調査した。

6-4-1 実験方法

まず、50t/日炉の納入機を用いて炉内温度などを変化させてN₂Oの発生量の調査実験を実施した。(実験A) この処理場は、分流式の混合生汚泥を焼却して約10年が経過しており、当初設計時の汚泥発熱量から発熱量が増加し、固形物換算の高位発熱量で約21MJ/kgあった。炉の後段にある熱交換器保護のため、フリーボードから二次空気を入れて炉内を冷却する運転を行っていた。実稼働中の炉であることから機器のトラブル発生防止と処理量を一定にすることが最低必要な条件であり、熱交換器の高温トラブルを回避するために炉出口温度が800℃を超える運転をすることはできなかった。燃焼温度を800℃以上に上げてN₂Oのデータ収集を行ったのは、他の処理場の50t/日炉と200t/日炉の実機で行い、90t/日炉はすでに炉内高温焼却を実施中であり現状の運転データの収集を行った。(実験B)

(1) 処理汚泥

処理汚泥は、高分子汚泥でその性状を表6-11に示す。

表 6-11 実験Aの汚泥性状

汚泥種類	高分子汚泥	
含水率	%	78.3
高位発熱量	kcal/kg	5000
	MJ/kg	20.9
灰分	%	13.5
固形物中N分	%	4.79

(2) 実験条件

実験条件の詳細を表6-12、6-13に示す。

表 6-12 実験Aの実験条件

実験No.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
燃烧空気量	Nm ³ /h	80	70	60	80	70	80	70	60	80	70	60	80	
空気過剰率	—	2.00	1.75	1.55	2.00	1.75	2.00	1.75	1.55	2.00	1.75	1.55	2.00	
炉出口O ₂ 濃度	%	10.5	9.0	7.5	10.5	9.0	10.5	9.0	7.5	10.5	9.0	7.5	10.5	
砂層温度	℃	680			700			680			700			680
砂層高さ	m	0.87						1.0						

表 6-13 実験Bの汚泥性状

実験No.		13	14	15	16	17	18	19	20	21
炉の種類	t/日	200	200	200	50	50	50	50	90	90
汚泥種類	—	高 分 子 汚 泥								
含水率	%	76.7	76.3	75.8	76.5	76.5	77.5	77.65	83.6	83.1
固形物中N分	%	5.67	5.75	5.8	3.87	3.87	3.3	3.3	6.69	6.88

実験Aでは、50t/日炉の実機で砂層温度の設定値を変えることによりフリーボード温度を 780～800℃の狭い範囲で変化させて温度の影響を調べた。実験Bでは、実験Aとは別の 50t/日炉、200t/日炉の実機でフリーボード温度を 800℃から 850℃を目標に昇温して N₂O のデータを収集した。90t/日炉は、約 870、880℃のフリーボード温度でのデータを収集した。

砂層の高さを変えた場合、砂層での燃焼率²⁴⁾が変化し N₂O の発生量に影響を与える可能性があるので、実験Aで、空気分散装置から砂層上部までの高さを 0.87m、1m の 2 種類の高さでデータを収集した。

(3) 排ガス測定方法

排ガスは、NO_x 測定時と同様に、炉排ガス出口の排ガスダクトからガスを吸引しグラスウールで除塵後シリカゲルを用いて水分を除去して N₂O、O₂、NO_x、CO の連続式測定器を用いて同時に測定した。排ガス量・温度データは、納入機に付属している計装盤の流量計(オリフィス-差圧発信器式)と温度の表示値を流用した。各ガスの連続測定装置は、下記の仕様の測定器を用いた。

NO_x 計：堀場製作所の化学発光式、O₂ 計：堀場製作所の磁気圧式、
CO 計・N₂O 計：堀場製作所の非分散赤外線吸収法、
実験Aは、N₂O、O₂、NO_x、CO の測定を実験BではN₂O の測定のみを実施した。

(4) N₂O 変換率

各処理場で汚泥中の N 分含有量に差があるので、最終的に N₂O の濃度表示でなく下記に示す N₂O 変換率で表示した。汚泥中の N 分が、排ガスの N₂O にどの程度変化したかを示す指標を N₂O 変換率とし、排ガス中の N₂O 中の N 分を汚泥中の N 分で割った値のパーセント表示値で比較した。

$$N_2O \text{変換率}(\%) = \frac{N - kg(\text{排ガス}N_2O)}{N - kg(\text{汚泥})} \times 100 \quad (8)$$

6-4-2 実験結果と考察

実験Aの運転状況と排ガス測定結果を表6-14に実験Bの結果を表6-15示した。NO_xについては今回の実験条件の範囲では10ppm以下でほとんど検出できなかった。石炭の流動層燃焼などでN₂OとNO_xとはトレードオフの関係にあると報告している文献^{33) 34)}もあるが今回の測定では松原らの報告³⁵⁾同様にその傾向は見られなかった。

表 6-14 実験Aの測定結果

実験No.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
砂層温度	°C	669	661	654	685	689	653	664	654	688	681	678	667
フリーボード温度	°C	779	786	806	788	800	775	788	795	782	794	801	779
O ₂	%	10.7	8.81	7.59	10.5	8.63	10.1	8.7	7.1	10.5	8.68	8.04	11.9
N ₂ O測定データ	ppm	504	403	249	456	328	566	433	333	495	398	335	541
NOx測定データ	ppm	0	0	2	1	1	2	3	2	0	0	0	0
CO測定データ	ppm	81	63	40	72	52	94	68	58	78	65	57	90
N ₂ O 12%換算値	ppm	440	298	167	391	239	467	317	216	424	291	233	535
NOx 12%換算値	ppm	0	0	1	1	1	2	2	1	0	0	0	0
CO 12%換算値	ppm	71	47	27	62	38	78	50	38	67	47	40	89
空気過剰率	—	2.04	1.72	1.57	2.00	1.70	1.93	1.71	1.51	2.00	1.70	1.62	2.31
排ガス量(乾き)	Nm ³ /h	4240	4150	3280	4150	3550	4030	3570	3150	4170	3550	3380	4800
N ₂ Oガス発生量	kg/h	4.198	3.285	1.604	3.717	2.287	4.480	3.036	2.060	4.055	2.775	2.224	5.101
同ガス中のN分	kg/h	2.671	2.091	1.021	2.366	1.456	2.851	1.932	1.311	2.580	1.766	1.415	3.246
汚泥中のN分	kg/h	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22	21.22
N ₂ O変換率	注1	12.6	9.9	4.8	11.1	6.9	13.4	9.1	6.2	12.2	8.3	6.7	15.3

注1: %,kg-N-N₂O/kg-N-汚泥

表 6-15 実験Bの測定結果

実験No.		13	14	15	16	17	18	19	20	21
脱水汚泥投入量	t/日	200	222.4	199.8	49.4	49.4	47.04	47.04	90.2	90
	kg/h	8333	9270	8330	2058	2058	1960	1960	3760	3750
フリーボード温度	°C	800	837	839	796	796	847	847	883	868
炉出口温度	°C	790	825	820	796	796	847	847	860	843
燃料使用量	ℓ/h	0	0	0	20	20	21	21	232	212
空気過剰率	—	1.43	1.26	1.37	1.9	1.4	1.3	1.3	1.42	1.45
排ガス量(乾き)	Nm ³ /h	45000	45000	45000	4702	4702	3407	3407	21400	20900
N ₂ O測定データ	ppm	82	40	34	310	320	56	17	10	20
N ₂ Oガス発生量	kg/h	7.248	3.380	3.000	2.863	2.956	0.375	0.114	0.42	0.82
同ガス中のN分	kg/h	4.613	2.152	1.907	1.822	1.881	0.238	0.072	0.27	0.521
汚泥中のN分	kg/h	107.73	126.5	116.8	18.72	18.72	14.553	14.456	41.3	43.5
N ₂ O変換率	注1	4.28	1.70	1.63	9.73	10.05	1.64	0.50	0.65	1.20

注1: %,kg-N-N₂O/kg-N-汚泥

(1) 温度の影響

実験Aで測定した砂層温度、フリーボード温度とN₂O変換率、CO濃度の関係を図6-23, 6-24にフリーボード温度とN₂O変換率の関係を実験A、実験Bのデータをまとめて図6-25に示した。

N₂O変換率、CO濃度と砂層温度の関係はバラツキが多くはつきりしないがフリーボード温度との関係はN₂O変換率、CO濃度共に温度上昇に伴い直線的に濃度が低下する傾向を示した。NOxは砂層温度、N₂Oはフリーボード温度の影響を受ける³⁵⁾とされている。NOxについては砂層温度、フリーボード温度どちらの影響を受けるか不明確であったが(6-3節参照)、N₂Oについてはフリーボード温度の影響を明確に受けている。フリーボード温度800～850°Cでは以上でN₂O変換率の減少は800°Cまでと比較して緩やかになるが850°Cで操炉すればN₂O変換率は、1.5%以下になり800°Cに比較して発生量を1/4程度削減できる。

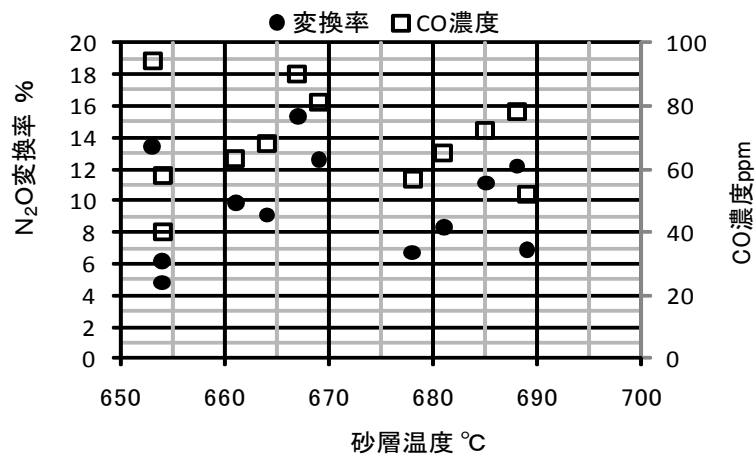


図 6-23 砂層温度と N₂O 変換率, CO 濃度

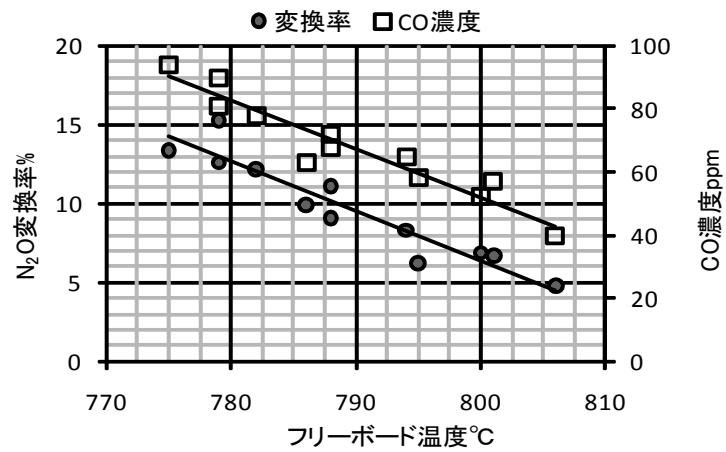


図 6-24 フリーボード温度と N₂O 変換率, CO 濃度

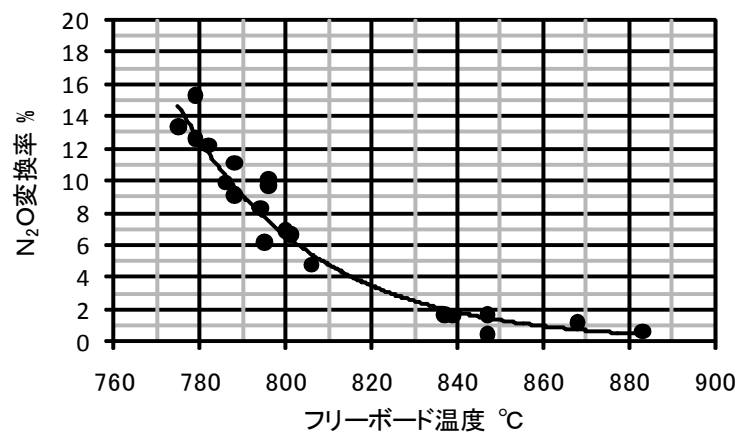


図 6-25 フリーボード温度と N₂O 変換率

フリーボード温度を上げることは、補助燃料の増加につながる。しかし空気予熱器を新たに設計する新設炉では、空気予熱器の回収熱量を増加させ燃焼空気温度を上げることにより燃料の増加を抑えることが出来る。これまで使用されている熱交換器は、熱膨張や熱応力による機械的な破損が発生するため 600℃～650℃が予熱空気温度の上限であり、さらに 50～100℃(650～750℃)まで上げても破損しない空気予熱器の開発が必要でありこの研究テーマについては4章で報告した。

(2) 空気過剰率の影響

図 6-26 に空気過剰率と N_2O , CO の関係を示した。一見すると明確ではないが N_2O , CO 共に空気過剰率と正の相関関係があるように読み取れる。しかしフリーボード温度と空気過剰率の関係を示した図 6-27 からフリーボード温度を上げると空気過剰率が下がる運転結果になっており N_2O , CO 濃度はフリーボード温度、空気過剰率、両方の影響を大きく受けているので N_2O , CO 濃度が空気過剰率と正の相関関係にあると結論を出すのは早計である。

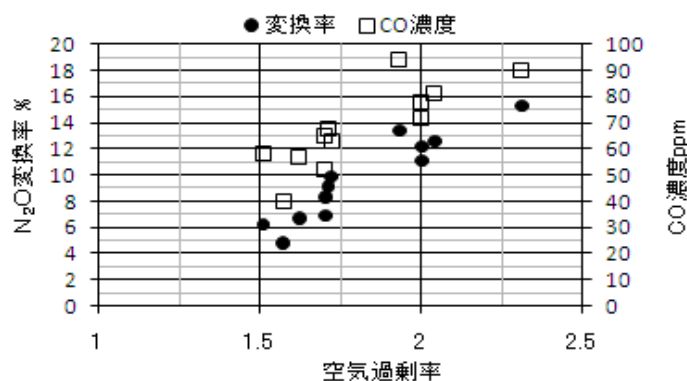


図 6-26 空気過剰率と N_2O , CO 濃度

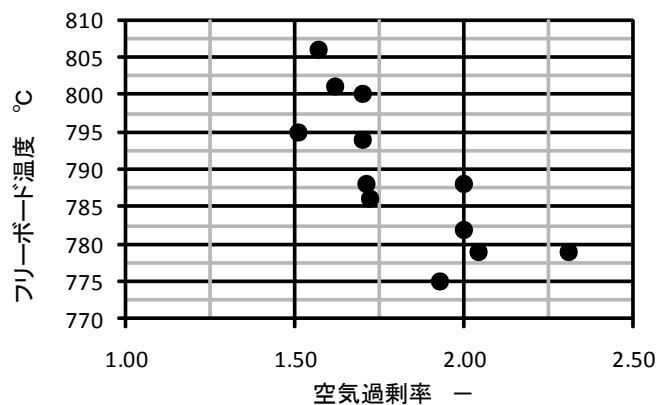


図 6-27 空気過剰率とフリーボード温度

図 6-28 に空気過剰率 1.71~1.72、1.93~2.04 のほぼ同じ空気過剰率のデータをピックアップし、図 6-29 に同様に CO 濃度との関係を示した。この図からほぼ同じ空気過剰率でフリーボード温度の異なる N_2O 変化値および CO 濃度が温度上昇に対して負の関係になっているのが空気過剰率の影響よりも明確であり、空気過剰率の影響よりフリーボード温度の影響が大きいと推定される。

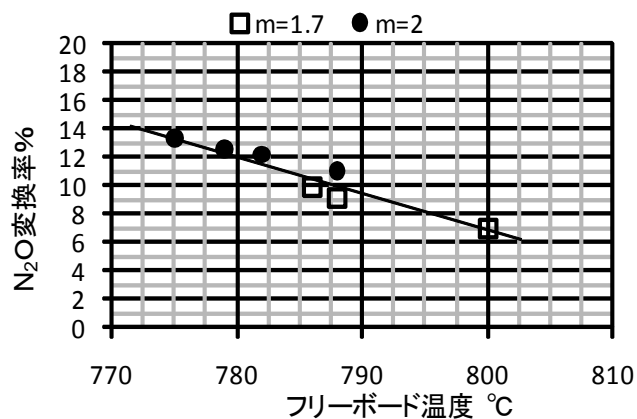


図 6-28 空気過剰率によるフリーボード温度と N_2O 変換率

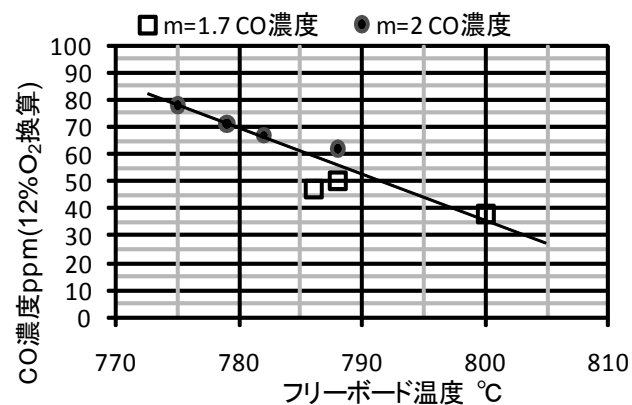


図 6-29 空気過剰率によるフリーボード温度と N_2O 変換率

(4) 砂層高さの影響

フリーボード温度と N_2O の関係を示す図 6-30、CO 濃度との関係を示す図 6-31 より 0.87m~1m 程度の砂層高さでは N_2O 、CO 濃度ともに影響はほとんどない。

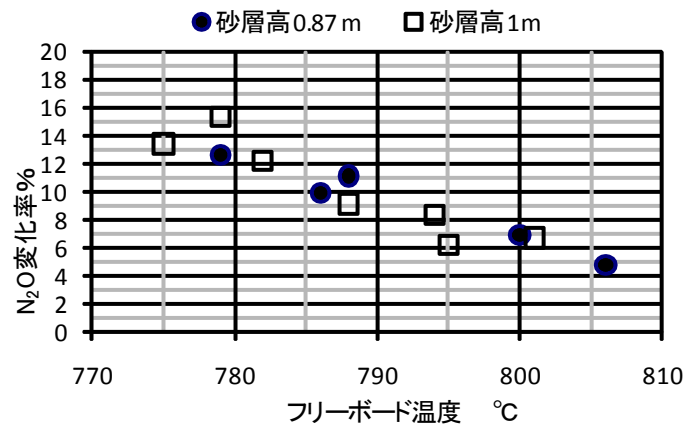


図 6-30 砂層高の影響: フリーボード温度と N₂O 変化率

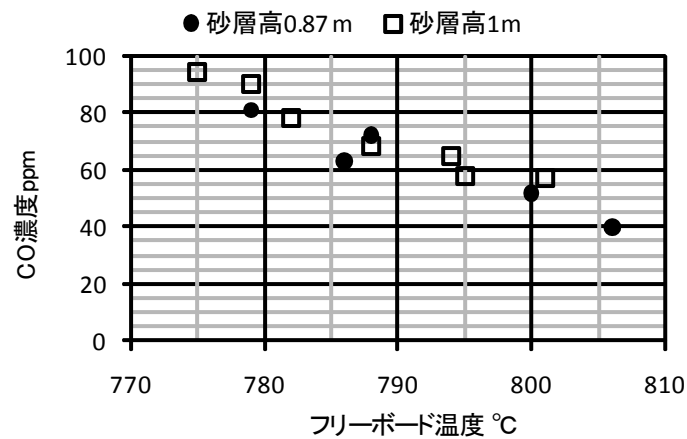


図 6-31 砂層高の影響: フリーボード温度と CO 濃度

6-4-3 N₂O 低減化シュミレーション

炉内温度を 850°C に上昇させた場合の地球温暖化物質の削減効果についてシュミレーションを行って検討した。100t/日炉で、炉内温度 800°C をケース 1、850°C をケース 2, 3 とし、ケース 1, 2 は燃焼用空気温度を 600°C、ケース 3 は 700°C とし、熱物質収支計算から補助燃料使用量を算出し、結果を章末の図 6-31～6-33 に示した。

ケース 1——炉内温度 800°C, 燃焼空気 600°C

ケース 2——炉内温度 850°C, 燃焼空気 600°C

ケース 3——炉内温度 850°C, 燃焼空気 700°C

汚泥は、下水混合生汚泥を想定し含水率 80%、固形物中の有機物量 80%、固形物当たりの汚泥低位発熱量を 3940kcal/kg (16.5MJ/kg)、固形物中の N 分を 6% とした。汚泥中の N 分の N₂O への変換率を実験データから 800°C で 7%、850°C で 1%

としてN₂O 排出量を求め、310 倍してCO₂排出量を算出した。A 重油の燃焼によって発生するCO₂排出量は、「燃料の使用に関する排出係数」より2.71tCO₂/kℓ³⁶⁾を用いた。シュミレーション結果を表6-16に示した。各ケースでの処理汚泥1トン当たりのCO₂排出量をまとめると次の結果になった。

ケース1——CO₂排出量=0.401t-CO₂/t-汚泥

ケース2——CO₂排出量=0.145t-CO₂/t-汚泥

ケース3——CO₂排出量=0.123t-CO₂/t-汚泥

ケース2は、炉内(フリーボード)温度を850℃に上昇させるためにA重油使用量がケース1の1.3倍増加するためにA重油の燃焼により発生するCO₂排出量がケース1の7415kg CO₂/日から9854kg CO₂/日に増加する。排ガス中のN₂Oは逆に大幅に減少することにより全体のCO₂排出量はケース1に比較してケース2は64%減少した。

炉内温度だけでなく排ガスから回収する熱を増加させて燃焼用空気の温度を600℃から700℃まで上げたケース3は、ケース1と同程度の補助燃料使用量に抑えることができケース2より更にCO₂排出量を15%削減し、ケース1に比較すると69%減少させる結果になった。

表6-16 汚泥焼却炉のCO₂排出量 100t/日炉

項 目	単位	ケース1	ケース2	ケース3
処理量	t/日	100		
	kg/h	4167		
含水率	%	80		
有機物量	%DS	80		
汚泥低位発熱量	kcal/kg	3936		
(DS当り)	MJ/kg	16.48		
炉放熱損出	%	5		
汚泥中のN分	%DS	6		
排ガス量	Nm ³ /h	10833	11321	10880
フリーボード温度	℃	800	850	850
予熱空気温度	℃	600	600	700
A重油使用量	ℓ/h	114.0	151.5	117.8
N変換率	%	7	1	1
N ₂ O発生量	kg/h	4.40	0.63	0.63
	kg/日	105.6	15.1	15.1
N ₂ O排出係数	kgN ₂ O/t	1.06	0.15	0.151
CO ₂ 排出量 燃料	kgCO ₂ /日	7415	9854	7662
100t/日炉 N ₂ O	kgCO ₂ /日	32700	4680	4680
小計	t-CO ₂ /日	40.1	14.53	12.34
処理ton当り	t-CO ₂ /t	0.401	0.145	0.123

DS: 固形物

6-4-4 低減化の効果

N_2O は、下水の水処理(エアレーションタンク)からも発生している。全国の下水処理場からの N_2O の発生量の推計と下水汚泥焼却炉から発生する N_2O の推定値を表 6-17 に示した。

表 6-17 CO_2 削減効果

エアレーションタンク		汚泥焼却炉 800℃焼却		汚泥焼却炉 850℃焼却	
処理水量 ($10^6 m^3$ /年)	14100	焼却量 ($10^4 t$ /年)	500	焼却量 ($10^4 t$ /年)	500
排出係数 (gN_2O/m^3)	0.16	処理ton当り ($t-CO_2/t$)	0.401	処理ton当り ($t-CO_2/t$)	0.123
放出量 (tN_2O /年)	2256	—	—	—	—
CO_2 排出量 ($10^3 tCO_2$ /年)	699	CO_2 排出量 ($10^3 tCO_2$ /年)	2005	CO_2 排出量 ($10^3 tCO_2$ /年)	615

注：焼却の排出係数は本論文より換算、汚泥量などは国交省一酸化窒素の排出対策の推進資料の2010年見込み数値

注：850℃焼却は燃焼空気温度700℃とした

エアレーションから排出する N_2O は、排出係数 $0.16g-N_2O/m^3$ 、¹⁴⁾ 処理水量を 141 億 m^3 と ¹⁵⁾ した。エアレーションと現状の 800℃焼却を合計すると CO_2 換算で約 2.8 百万トン発生し、その大部分(74%)は汚泥焼却炉から発生していることになる。(800℃焼却における排出係数は、本論 6-4-4 の値を使用した。)

全国の温室ガス年間排出量の CO_2 換算値は、1286 百万トン³⁷⁾である。全国の下水処理場の汚泥焼却炉から発生する N_2O の CO_2 換算値は、既に 850℃燃焼を行っている流動層炉もあるが全てが 800℃燃焼であると仮定すると全国の温室ガス年間排出量の CO_2 換算値 0.16%になる。同様に全国の N_2O 排出量は CO_2 換算値で 24 百万トン³⁷⁾であり、全国の下水汚泥焼却炉からの N_2O 排出量の CO_2 換算値は全国の 8.4%となり N_2O 排出量は大きい。

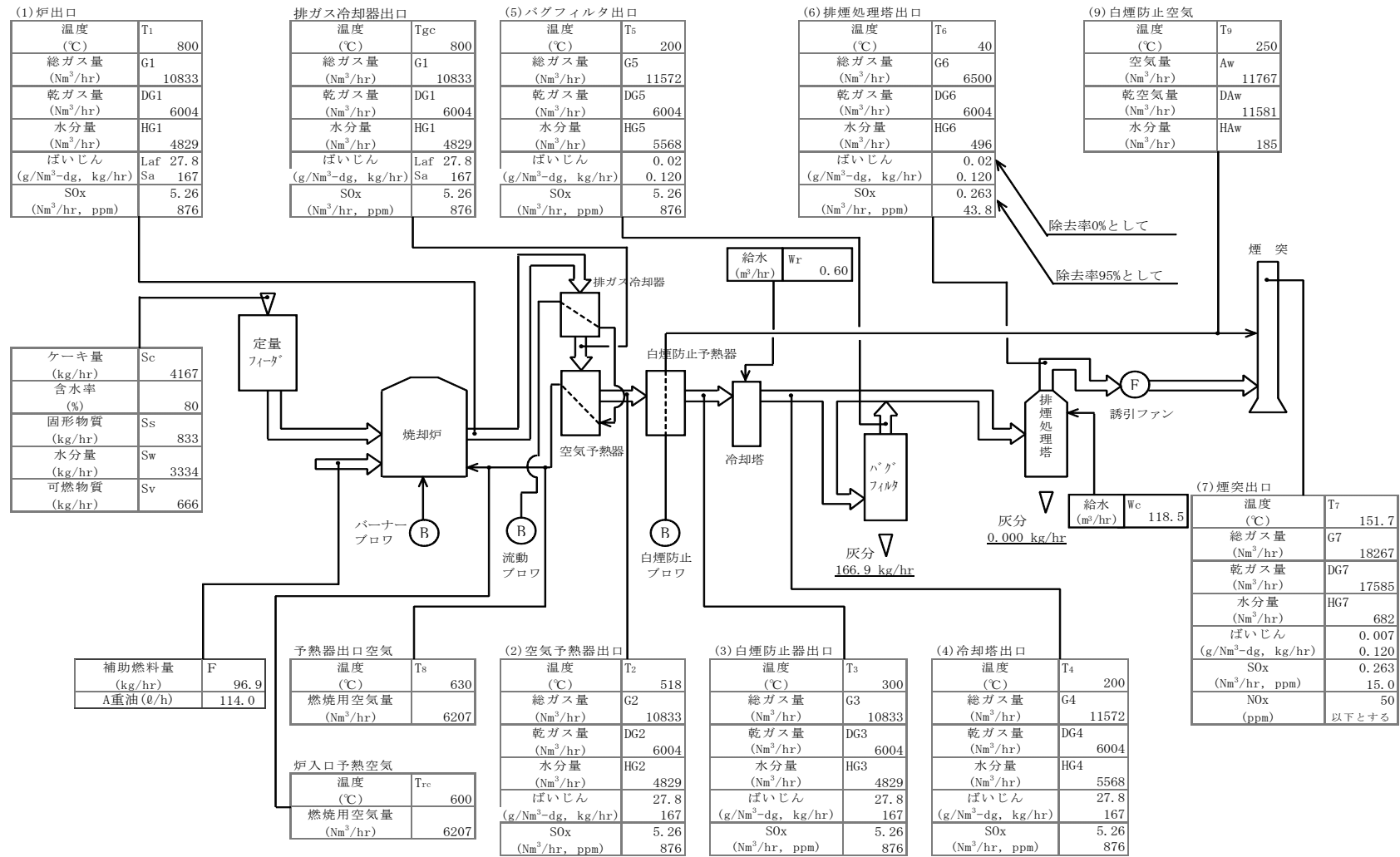
全国の全ての下水汚泥焼却炉で燃焼空気温度を 600℃から 700℃に上げ更に焼却温度を 800→850℃に上げると下水汚泥焼却炉から発生する N_2O を CO_2 換算で約 69%、エアレーションを含めると下水処理場から発生する N_2O の 51%を削減できることになる。

6-4-5 まとめ

- (1) N_2O の排出量は、流動層炉の炉内温度と負の相関にあり炉内温度が 800℃なら 200～300ppm 排出されている。
- (2) 石炭燃焼分野で報告されている NO_x と N_2O のトレードオフの関係は、高分子汚泥の焼却では発生する NO_x が少なく確認できなかった。

- (3) 炉内温度を 850℃に上昇させることによって汚泥中の N 分の N_2O 変換率を 7%から 1%に低下することができる。
- (4) 炉内温度を上昇させるために燃焼用空気予熱器で回収熱量を増やし現行の燃焼空気温度 600℃を 700℃にすれば補助燃料の増加を抑えることが可能である。その場合、焼却炉から発生する全 CO_2 発生量を約 69%削減できる。この削減量は全国で人為的に発生する N_2O の約 8.3%を削減したことになり削減効果は大きい。

図6-31 焼却設備物質収支例（100ton/日焼却炉800-600）



(1) 排出口

温度 (°C)	T1	880
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G1	11321
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG1	6438
水分量 (Nm ³ /hr)	HG1	4883
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	25.9
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	5.46
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		848

(2) 排出口

温度 (°C)	T2	800
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G2	11321
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG2	6438
水分量 (Nm ³ /hr)	HG2	4883
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	25.9
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	5.46
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		848

(3) 排出口

温度 (°C)	T3	200
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G3	12091
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG3	6438
水分量 (Nm ³ /hr)	HG3	5653
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.02
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.129
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		42.4

(4) 排出口

温度 (°C)	T4	40
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G4	6969
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG4	6438
水分量 (Nm ³ /hr)	HG4	531
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.02
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.278
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		42.4

(5) 排出口

温度 (°C)	T5	280
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G5	15114
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG5	14875
水分量 (Nm ³ /hr)	HG5	239

(6) 排出口

温度 (°C)	T6	160.8
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G6	22083
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG6	21818
水分量 (Nm ³ /hr)	HG6	265
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.006
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.278
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		12.8

(7) 排出口

温度 (°C)	T7	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G7	166.9
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG7	166.9
水分量 (Nm ³ /hr)	HG7	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(8) 排出口

温度 (°C)	T8	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G8	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG8	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG8	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(9) 排出口

温度 (°C)	T9	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G9	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG9	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG9	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(10) 排出口

温度 (°C)	T10	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G10	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG10	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG10	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(11) 排出口

温度 (°C)	T11	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G11	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG11	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG11	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(12) 排出口

温度 (°C)	T12	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G12	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG12	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG12	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(13) 排出口

温度 (°C)	T13	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G13	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG13	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG13	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(14) 排出口

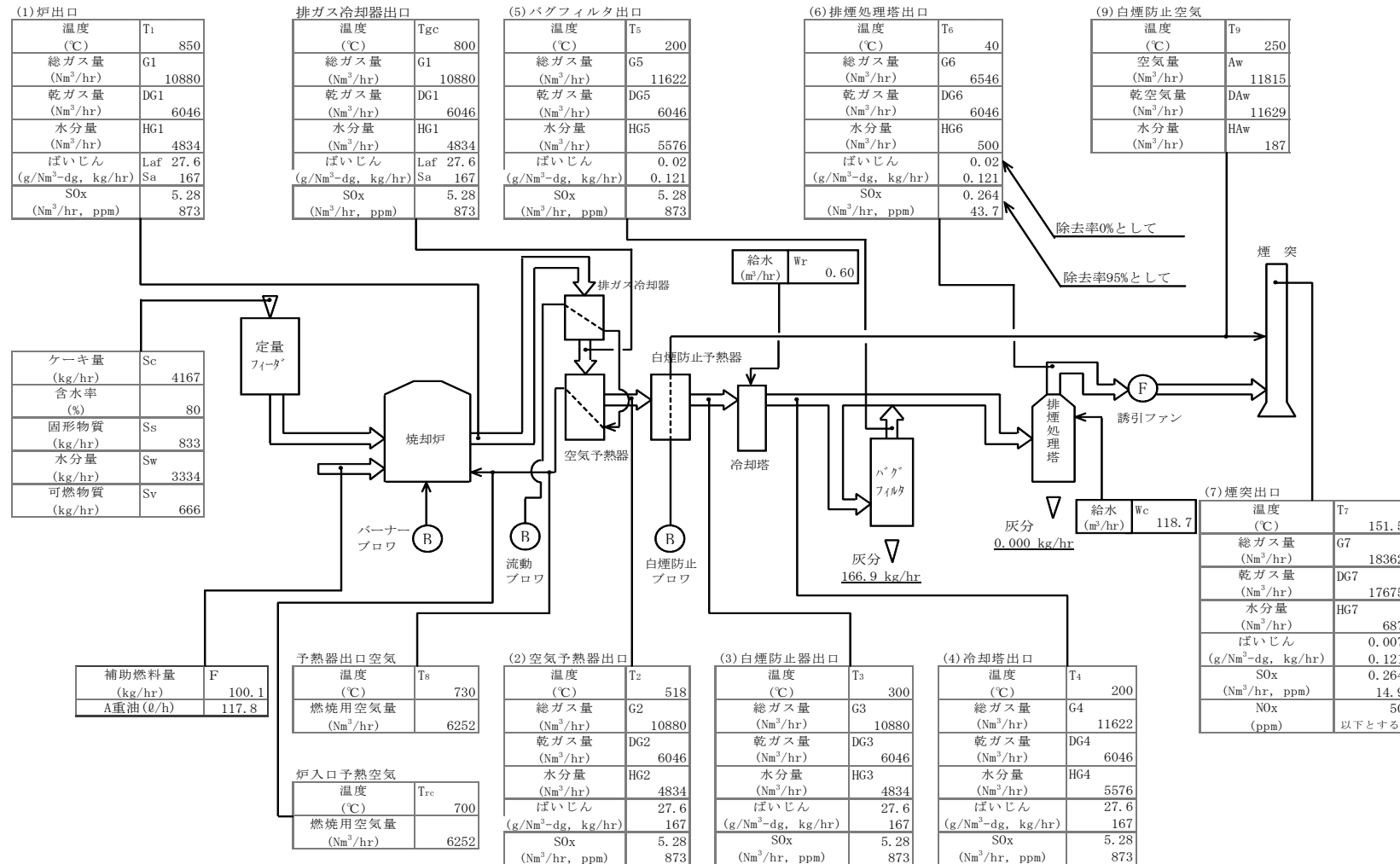
温度 (°C)	T14	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G14	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG14	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG14	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(15) 排出口

温度 (°C)	T15	120.5
総ガス量 (Nm ³ /hr)	G15	120.5
乾ガス量 (Nm ³ /hr)	DG15	120.5
水分量 (Nm ³ /hr)	HG15	0.000
ばいじん (g/Nm ³ -ds, kg/hr)	Laf	0.000
SOx (Nm ³ /hr, ppm)	Sox	0.000
NOx (Nm ³ /hr, ppm)		0.000

(16) 排出口</

図6-33 焼却設備物質収支例（100ton/日焼却炉850-700）



6-5 結 言

下水汚泥中の N 分の挙動についてラボテスト、稼働中の実機でのデータにより調査した結果をまとめると次の様になる。

- (1) 汚泥中の N 分は、まず HCN、NH₃ の熱分解第 1 物質になり、フリーボード 700℃で発生量は最大となる。それ以上の温度では酸化され NO_x、N₂O、N₂ に分解する。少なくとも酸化雰囲気で 800℃以上のフリーボード温度を常に保持できる温度制御などが必要である。
- (2) 800℃未満の温度では大量の HCN が発生し、排煙処理塔で脱硫用薬品である苛性ソーダと反応し焼却炉返流水として水処理に戻された場合、微生物に影響を与える。
- (3) 石灰汚泥、鉄含有汚泥は、NO_x を増加させる。特に処理水の三次処理を行って鉄系の凝集剤を使用している処理場の焼却炉は注意する必要がある。
- (4) 高分子汚泥の焼却によって発生する NO_x は、空気過剰率が高ければ発生量が増加する汚泥とあまり影響を受けない汚泥がある。空気過剰率 1.4 以下で操炉すれば 40ppm 以下で発生量は少ない。
- (5) N₂O は、下水汚泥を 800℃で燃焼させている流動層焼却炉で 200～300ppm と大量に排出されている。全国の全ての下水汚泥焼却炉で燃焼空気温度を 600℃から 700℃に上げ更に焼却温度を 800→850℃に上げると下水汚泥焼却炉から発生する N₂O を CO₂換算で約 69%、エアレーションを含めると下水処理場から発生する N₂O の 51%を削減できることになる

参考文献

- 1) 日本下水道事業団調査報告書, 汚泥焼却排ガス及び排水の処理に関する調査報告書, 1986
- 2) 大野卓也、鈴木寿一、熊谷一英, 東部水再生プラザにおけるシアンの影響調査について, 第 45 回下水道研究発表会講演集, 797-799, 2008
- 3) 森孝志, 汚泥焼却に伴うシアン, 重金属の挙動について, 下水道局 5 周年記念論文集, 274-278. 1977
- 4) 原 正道、石井 猛, 下水処理場の汚泥焼却炉から排出されるシアン化合物について, 水処理技術 Vol. 22, No. 3, 215-218, 1981
- 5) Tadao Kasakura; Masakatsu Hiraoka; Pilot Plant Study on Sewage Sludge Pyrolysis-I, Water Res., Vol. 16, 1335-1348, 1982
- 6) 片岡正樹, 渡辺孝久, 内田直樹, 下水汚泥焼却におけるシアンの挙動について, 第 39 回下水道研究発表会講演集, 889-901, 2002
- 7) 資源エネルギー庁, エネルギー利用に伴う大気汚染, エネルギー白書 2006

- 年版, 2007
- 8) 東京都環境局, 東京都自動車排出窒素酸化物及び自動車排出粒子状物質総量削減計画, 1-3, 2004
 - 9) 東京都環境局, 大気汚染対策, 東京都環境白書, 84-91, 2010,
 - 10) 堀尾正靱, 森滋勝, 流動層ハンドブック, 日本粉体工業技術協会編, 培風館, 307-309, 1999
 - 11) 化学工学会編, 化学工学の進歩 26 流動層, 槇書店, 1992
 - 12) 環境省, 地球温暖化対策の推進に関する法律施行令第 4 条, 1999
 - 13) 環境省, 2008 年度温室効果ガス発生量について, 2009
 - 14) 国土交通省, 下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き, 2009
 - 15) 社団法人 下水道協会, 下水道資料室, 下水道協会ホームページ, H16 年度資料, /www.jswa.jp/
 - 16) 平間利昌, 河内山康司, 千葉忠俊, 小林晴夫, NH_3 の NO 還元に対する接触粒子の影響, 燃料協会誌, Vol. 61, No. 660, 268-P274, 1982
 - 17) 笹岡成光, 笹岡英司, 尾崎篤志, 石炭の低 NO_x 燃焼に対する基礎的検討, 燃料協会誌, Vol. 61, No. 668, 1086-1094, 1982
 - 18) 村上信明, 徳永喜久男, 坂井正康, HCN の酸化による NO の生成反応, 燃料協会誌, Vol. 61, No. 665, 759-769, 1982
 - 19) 公害防止の技術と法規編集委員会, 公害防止の技術と法規 水質編, 1985
 - 20) 合田健, 水質工学応用編, 丸善出版 1976
 - 21) 加藤忍, 中洋太, 内田隆治, 石灰含有汚泥の低 NO_x 対策について, 第 24 回下水道研究発表会講演集, 652-654, 1987
 - 22) 田崎光雄, 津野洋, 高岡昌輝, 清水洽, 下水汚泥流動層炉におけるシアン化水素の挙動に関する研究, 下水道協会論文誌, Vol. 47, No. 574, 135-141, 2010
 - 23) 平岡正勝, 武田信生, 汚泥焼却に伴う窒素酸化物対策, 公害と対策, Vol. 14, No. 5, 504-516, 1978
 - 24) 田崎光雄, 野島智之, 下水汚泥流動床炉の燃焼解析, EICA 第 4 回発表論文, 240-243, 1992
 - 25) 田崎光雄, 古北克, 下水汚泥の乾燥流動焼却システムによる低 NO_x 燃焼, 汚泥研究年報(1984~1985 年版), 92-97, 1985
 - 26) 守富寛, 鈴木善三, 池田通隆, 鈴木康一, 鳥飼欣一, 化石燃料燃焼における亜酸化窒素の生成機構, 化学工学論文集, Vol. 20, No. 6, 849-856, 1994
 - 27) Bo Leckner; FLUIDIZED BED COMBUSTION: MIXING AND POLLUTION LIMITATION, Prog. Energy Combust. Sci., VOL24 31-61, 1998
 - 28) 細田英雄, 平間利昌, 青木秀敏, 流動層石炭燃焼装置からの N_2O と NO_x 発生量の同時低減法, 化学工学論文集, Vol. 21, 71-81, 1995

- 29) 清水忠明, 石須一也, 小林定, 鹿田仁, 稲垣眞, 石灰石を触媒とする NH_3 , HCN の酸化時の NO_x , N_2O の生成, 日本エネルギー学会誌, Vol. 72, No. 3, 189-198, 1993
- 30) 平間利昌, 河内山康司, 千葉忠俊, 小林晴夫, NH_3 の NO 還元に対する接触粒子の影響, 燃料協会誌, Vol. 61, No. 660, 268-275, 1982
- 31) Zhao Zongbin; Li Wen; Li Baoqing; Catalytic Reduction of NO by Chars with Ca and Fe, Environment Science, Vol. 22, No. 5, 17-20, 2001
- 32) 国土交通省, 一酸化二窒素の排出抑制対策の推進, 社会資本整備審議会環境部会中間とりまとめ資料, 23-27, 2004
- 33) 細田英雄, 平間利昌, 青木秀敏, 流動層石炭燃焼装置からの N_2O と NO_x 発生量の同時低減法, 化学工学論文集, Vol. 21, No. 1, 74-82, 1995
- 34) 守富寛, 鈴木善三, 池田道隆, 回分式燃焼実験による化石燃料からの N_2O 生成挙動の解明, 資源と環境, Vol. 4, No. 2, 1995
- 35) 松原誠, 若林泰宏, 平山孝浩, 吉川開二, 下水汚泥流動層焼却炉における N_2O , NO_x の挙動解明および削減に関する研究, 下水道協会論文誌, Vol. 35, No. 425, 57-72, 1997
- 36) 環境省, 地球温暖化対策の推進に関する法律施行令の一部を改正する政令, H14. 12. 26 政令 396 号
- 37) 環境省, 2008 年度温室効果ガス排出量, www.env.go.jp/earth/ondanka/, 2009

7 章 汚泥焼却炉排ガス中のダイオキシンに関する研究

7-1 緒言

ダイオキシン(DXN)は、1978年にKocibaらによって発表されたラットを使った発がん試験¹⁾によってサリンや青酸化合物より低濃度で発がん性が認められたために「最強の毒物」と言われるようになった。急性毒性のサリンや青酸化合物と異なり慢性毒性を示すダイオキシンは、奇型誘導、生殖毒性、免疫系への影響、発がんなどを引き起こすとされている²⁾。また難分解性物質であることから一旦生成すると環境中に長く留まるため環境汚染が大きな社会問題化した。世界保健機構(WHO)は、1998年耐容摂取量(TDI)を最大値で4pgTEQ/kg/日とし究極的には1pgTEQ/kg/日未満になるよう努めるべきと報告している³⁾。

日本では1983年都市ごみ焼却炉のフライアッシュからDXNが検出⁴⁾されて以来社会的に注目された。1996年から2年間行われた環境省・通産省の調査結果では全国の排出量約7908g-TEQ/年の約63%が都市ゴミ焼却炉から排出(5000g-TEQ/年)されており、2番目に多い製鋼業から排出される量の約20倍であった⁵⁾。厚生省は平成9年(1997年)よりDXN規制を開始し、その結果平成19年(2007年)での全国の排出量は、約297g-TEQ/年と1/27になり大幅な削減効果が出ている。特に都市ごみ焼却炉から発生するDXNは、5000g-TEQ/年から52g-TEQ/年と1/96とさらに大幅に減少し⁵⁾、この分野に関する研究報告は多い^{6), 7), 8)}。

下水汚泥焼却の場合は、排出量が都市ごみ焼却炉に比較して少なく平成9年で都市ごみ焼却炉の1/4545、平成19年で1/186であった⁵⁾。汚泥焼却炉の最終排出口である煙突でのDXN濃度などに関する報告⁹⁾や各都道府県市町村の公表数値はあるが焼却炉からの排出量や再合成に関して報告した論文は少ない。そこで排ガス処理装置の異なる稼働中の汚泥焼却炉で一次生成、二次生成されるDXN排出量を調査した。また焼却炉に投入される脱水汚泥、焼却灰、排ガスなどの測定結果を基にDXN収支をとり、下水処理場内での濃縮の可能性について検討した。

7-2 ダイオキシン発生状況

7-2-1 調査方法

図7-1に汚泥焼却設備の代表的な処理フローA～Dを示す。稼働中の流動焼却炉を有する下水処理場からA～Dのフローの処理場を選びDXNを測定した。DXN再合成の観点から各フローを見るとフローAは、サイクロン出口の300～350℃の排ガスを急冷し、フローB、Cは再合成し易い温度領域である300℃前後の温度領域にサイクロン、乾式電気集塵機が設置されている。

フローDは、350℃前後の温度から冷却塔で 200℃まで急冷しておりフローAと似ている。フローAは2か所の処理場(①、②)で、フローB、C、Dはいずれも1か所の処理場で測定した。

処理汚泥はフローBは石灰汚泥、その他のフローでは高分子汚泥である。フローAの②は、し査との混合焼却を行っている。

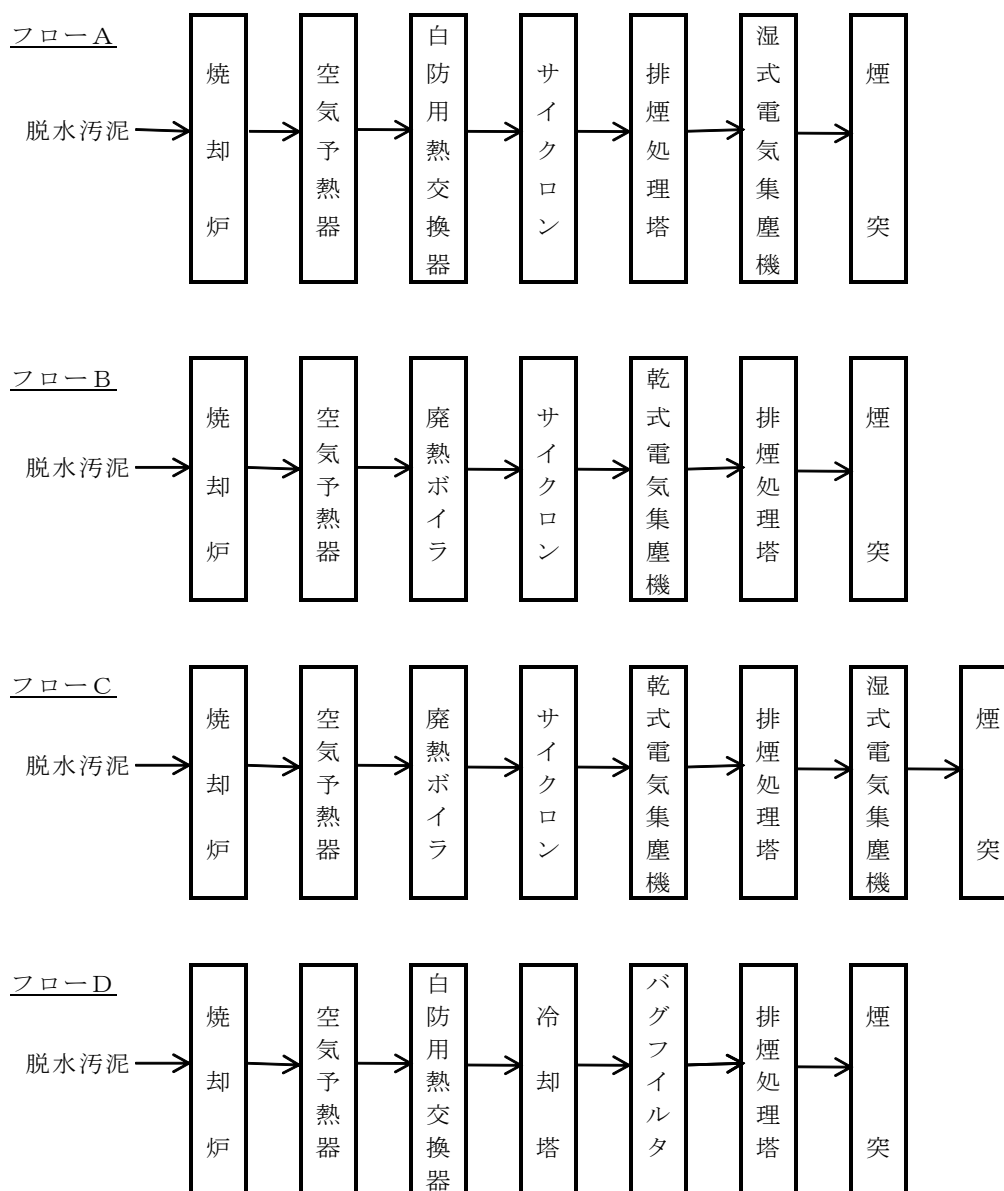


図-1 概略フローシート

測定場所は、DXN の再合成反応が発生する温度領域に近い排ガス集塵機前後の排ガスを主に測定し、フローBはDXN収支をとるために焼却灰や飛灰な

どの測定を行った。

排ガス測定は、DXN 以外に O_2 , CO , SO_x , NO_x , HCl , N_2O を測定した。

7-2-2 測定方法

DXN、HCN 以外のガス測定は、計器による連続測定を行った。各排ガスの測定場所からガスをポンプで吸引し、フィルターで粉じんを除去後にシリカゲルで排ガス中の水分を除去して各計測器にサンプリングガスを供給した。各計器は下記の装置を使用した。

連続分析計--- O_2 ：磁気風式ポータブル酸素計(島津製)、

$CO \cdot N_2O$ ：非分散赤外線ガス分析式ポータブル分析計(堀場製)、

NO_x ：化学発光式ポータブル分析計(堀場製)、

SO_x ：非分散赤外線吸収式ポータブル分析計(堀場製)、

HCl ：塩素イオン電極法(京都電子製)

HCN：ピリジンピラゾロン吸光光度法 (JISK0102)

DXN：JISK0311:1999「排ガス中のダイオキシン類の測定方法」

JISK0312:1999「排水中のダイオキシン類の測定方法」

灰, 汚泥---「ダイオキシン類に係る土壌調査測定マニュアル」

排ガスの DXN は、2 か所同時に 1 回約 4 時間の時間をかけてサンプリングを行った。

7-2-3 測定結果と考察

各フロー別の炉の規模、汚泥分析結果を表 7-1、ガス測定結果を表 7-2、焼却灰の測定結果を表 7-3 に示した。

表 7-1 汚泥の分析結果

項 目	単位	フローA①	フローA②	フローB	フローC	フローD
炉規模	t/日	50	25	200	90	60
高位発熱量	kJ/kgDS	20,900	18,060	13,240	17,590	17,500
灰分	%	13.6	23.2	30.4	25.1	30.3
T-S	%	0.4	0.9	0.3	1.1	1.3
V-S	%	0.4	0.9	0.1	1.1	1.2
T-Cl	%	0.1	0.1	0.7	0.09	0.05
V-Cl	%	0.1	0.1	0.1	0.09	0.05
Si	%	1.67	—	1.75	—	—
Al	%	0.99	—	0.86	—	—
Ca	%	1.7	—	10.25	—	—
Fe	%	0.33	—	3.3	—	—
Na	%	0.11	—	1.3	—	—
Cu	mg/kg(dry)	240	—	120	—	—
Zn	mg/kg(dry)	680	—	370	—	—

表 7-2 排ガス DXN 濃度など測定結果(1)

測定項目	単位	フ ロ ー A ① 高分子汚泥 50t/日				
		炉出口	サイクロン出口	排煙出口	湿式EP出口	煙突
乾きガス量	Nm ³ /h	5280	5310	5960	6260	13200
排ガス温度	℃	776	302	34	30	108
酸素 O ₂	%	9.2	9.7	10.8	11.0	15.2
一酸化炭素 CO	ppm	49	28	—	—	47
硫黄酸化物 SO _x	ppm	350	330	<5	—	<5
窒素酸化物 NO _x	ppm	53	—	—	—	<16
塩化水素 HCl	mg/Nm ³	65	62	16	17	20
シアン化水素HCN	mg/Nm ³	63	60	27	—	—
亜酸化窒素 N ₂ O	ppm	680	—	—	—	410
DXN類換算濃度	ng/Nm ³	0.64	0.80	0.62	0.033	ND
DXN類毒性等量	ng-TEQ/Nm ³	0.037	0.016	0.0095	0	<0.0016

表 7-2 排ガス DXN 濃度など測定結果(2)

測定項目	単位	フ ロ ー A ② 高分子汚泥+し渣 25t/日				
		炉出口	サイクロン出口	排煙出口	湿式EP出口	煙突
乾きガス量	Nm ³ /h	—	2720	2830	3140	6760
排ガス温度	℃	770~790	368	25	22	65
酸素 O ₂	%	—	9.4	9.6	11.4	16.7
一酸化炭素 CO	ppm	—	26	—	33	47
硫黄酸化物 SO _x	ppm	—	140	13	—	<5
窒素酸化物 NO _x	ppm	—	11	—	—	<16
塩化水素 HCl	mg/Nm ³	—	36	17	19	18
シアン化水素HCN	mg/Nm ³	—	74	40	—	—
亜酸化窒素 N ₂ O	ppm	—	—	—	—	190
DXN類換算濃度	ng/Nm ³	—	3.1	0.26	0.31	0.17
DXN類毒性等量	ng-TEQ/Nm ³	—	0.016	0.00062	0.0043	0.00041

表 7-2 排ガス DXN 濃度など測定結果(3)

測定項目	単位	フ ロ ー B 石灰汚泥 200t/日				
		炉出口	サイクロン出口	乾式EP出口	排煙出口	煙突
乾きガス量	Nm ³ /h	22600	20800	25000	27600	38300
排ガス温度	℃	806	242	215	46	60
酸素 O ₂	%	11.7	11.8	13.2	13.0	15.7
一酸化炭素 CO	ppm	30	—	—	—	10
硫黄酸化物 SO _x	ppm	51	—	—	<5	<5
窒素酸化物 NO _x	ppm	94	—	—	94	100
塩化水素 HCl	mg/Nm ³	100	—	—	<3	<3
シアン化水素HCN	mg/Nm ³	0.5	—	—	0.6	0.5
亜酸化窒素 N ₂ O	ppm	68	—	—	37	38
DXN類換算濃度	ng/Nm ³	—	3.80	1.6	—	—
DXN類毒性等量	ng-TEQ/Nm ³	—	0.14	0.0045	—	—

表 7-2 排ガス DXN 濃度など測定結果(4)

測定項目	単位	フ ロ ー C 高分子汚泥 90t/日					
		炉出口	サイクロン出口	乾式EP出口	排煙出口	湿式EP出口	煙突
乾きガス量	Nm ³ /h	7410	7960	8380	8240	8290	8410
排ガス温度	°C	858	225	205	25	25	170
酸素 O ₂	%	6	6.2	8	7.8	8.6	8.9
一酸化炭素 CO	ppm	8.5	1.3	－	－	－	9.7
硫黄酸化物 SO _x	ppm	880	－	820	<4	－	<4
窒素酸化物 NO _x	ppm	8.5	－	－	94	－	<7.5
塩化水素 HCl	mg/Nm ³	8.6	－	10	<4.4	－	<4.5
シアン化水素HCN	mg/Nm ³	24	－	3.8	2.2	－	<0.2
亜酸化窒素 N ₂ O	ppm	－	－	－	－	－	－
DXN類換算濃度	ng/Nm ³	4.0	－	0.6	－	0.31	0.010
DXN類毒性等量	ng-TEQ/Nm ³	0.069	－	0.0032	－	0.0043	0

表 7-2 排ガス DXN 濃度など測定結果(5)

測定項目	単位	フローD 高分子 60t/日	
		炉出口	煙突
乾きガス量	Nm ³ /h	6880	9010
排ガス温度	°C	883	174
酸素 O ₂	%	7.9	16.1
一酸化炭素 CO	ppm	－	<6
硫黄酸化物 SO _x	ppm	490	<10
窒素酸化物 NO _x	ppm	14	<19
塩化水素 HCl	mg/Nm ³	19	<15
シアン化水素HCN	mg/Nm ³	－	－
亜酸化窒素 N ₂ O	ppm	－	－
DXN類換算濃度	ng/Nm ³	－	0.200
DXN類毒性等量	ng-TEQ/Nm ³	－	0.000086

表 7-3 焼却灰の分析結果

項 目	単 位	①フロー-A 焼却灰	②フロー-A 焼却灰	③フロー-B	
				サイクロン灰	乾式EP灰
DXN類実測濃度	ng/g	0.026	0.019	0.21	0.12
DXN類毒性等量	ng-TEQ/g	0.00010	0.000066	0.0065	0.0034
未燃分	%(dry)	1.34	0.73	0.4	
Ca	%(dry)	10.16	5.46	33.7(汚泥からの計算値)	
Fe	%(dry)	2.03	7.06	10.8(汚泥からの計算値)	
Al	%(dry)	5.8	8.38	2.89(汚泥からの計算値)	
Zn	mg/kg(dry)	6800	4100	1220(汚泥からの計算値)	
Cu	mg/kg(dry)	1500	1900	400(汚泥からの計算値)	

(1) 一次生成反応

炉出口での測定データは少ないが、 $0.037 \sim 0.069 \text{ ng-TEQ/Nm}^3$ と一般廃棄物焼却設備の $0.92 \sim 8.5 \text{ ng-TEQ/Nm}^3$ と⁹⁾比較して $1/13 \sim 1/230$ の低い値であった。

不完全燃焼の指標となる CO の測定値は、フローAで炉出口温度 776°C で $\text{CO} 49 \text{ ppm}$ 、フローBで炉出口温度 806°C で $\text{CO} 30 \text{ ppm}$ 、フローCは炉出口温度 858°C で $\text{CO} 8.5 \text{ ppm}$ といずれも 50 ppm 以下の低いCO濃度で運転されていた。

DXNの一次生成反応は、炉内の燃焼状況に大きく影響され、良好な燃焼状態であれば塩素量にも影響を受けにくいとの石橋らの報告がある^{10) 11)}。良好な炉内の燃焼状況とは、時間的・空間的な局所領域での空気不足などで未燃炭化水素を発生しないことであり、炉内温度が高く ($800 \sim 850^\circ\text{C}$ 以上)、燃焼物の変動が少なく、燃焼空気や排ガスの炉内混合が十分な状態で燃焼していることである。下水汚泥流動焼却炉では汚泥性状の短時間での変動が少なくまた流動砂の動きも活発でありCO濃度の変動も少ないことから炉内が良好な燃焼状態にあったと推察される。

Cu などによるダイオキシン類生成促進効果は、二次生成のみでなく一次生成も促進することを示した文献もあり¹²⁾Cu含有量が比較的少ない下水汚泥のダイオキシン一次生成量の少ない原因の一つと推察される。

(2) 二次生成反応

フローB、Cのデータ共に乾式電気集塵機出口でガス中のDXN濃度の測定値が上昇する傾向は見られなかった。フローBのサイクロン出口ガス中のDXN毒性等量の値が高い。二次生成は、約 300°C で著しく発生する報告など^{10), 12), 13)}があり、フローBのサイクロン出口温度が約 250°C であることより、炉出口からサイクロン間でDXNの二次生成が発生し、その結果サイクロン出口濃度が上がったと推察される。

表 7-3 に焼却灰中のダイオキシンのデータを示しているが排ガス中のダイオキシンと同様に含有量は低い。一般廃棄物焼却炉の焼却灰平均が 0.34 ng-TEQ/g ⁹⁾でその値の $1/100 \sim 1/5000$ であった。下水汚泥流動層焼却炉の焼却灰は排ガスと共に炉外に排出されるので、焼却灰と集塵灰を分離して回収することはほとんどない。フローBでは、データ収集のために乾式電気集塵機(乾式 EP)で回収した集塵灰とサイクロンで回収した焼却灰を別々に回収して其々の含有ダイオキシンを測定した。乾式 EP 灰は、サイクロン灰と比較してDXN毒性等量で約半分であり灰の測定値からも乾式 EP で再合成している結果は認められなかった。フローAの①、②共に焼却灰中のDXNはフローBの $1/65 \sim 1/100$ を示している。この違いはフローAの①②は共に高分子汚泥であり、フローBは石灰系汚泥で石灰(固形物当たり約 $30 \sim 40\%$)と共

に塩化第二鉄(固形物当たり 10～15%)を添加していることにあると推定されるがどの因子の影響が大きいかは検証はできなかった。測定データから DXN 発生を促進する可能性があると考えられるのは、サイクロン出口排ガス中 DXN 類換算濃度は、高分子系と変わらないが毒性等価濃度は約 10 倍高い。また石灰汚泥は、表 7-1 のガス分析値から HCl 濃度は 2～10 倍程度高く、表 7-3 の分析値から Fe 含有量は 1.5～5 倍高い。Ca 含有量が 3～6 倍高いので排ガス中の S 分と反応して排ガス中の SO_x 濃度は 1/7～1/17 低い。逆に発生を抑制するデータは Cu の含有量は 1/4 程度少ないことであった。

下水汚泥流動焼却炉は、都市ごみ焼却炉の排ガス、焼却灰と比較して DXN は大幅に低い値を示しているが、その原因として焼却する対象物に下記の差があるためと考えられるが定量的なデータや文献はほとんどない。

① 燃焼対象物中の含有 Cl 濃度が約 1/10 程度

② 触媒作用の役割を行う金属成分、未燃カーボンが同等以下である

③ 塩素化の妨害物質が多い

①については、下水汚泥中の Cl 濃度は表 7-1 に示しているように固形物当たり 0.1%程度(石灰汚泥は 0.5%程度)であり都市ごみ焼却炉の固形物当たり 1%程度¹³⁾と比較して少ない。したがって排ガス中の HCl 濃度についても下水汚泥焼却炉の 100mg/Nm³以下(石灰汚泥除く)に対して数百¹³⁾と高い。

②については様々の文献で述べられている。触媒としては Cu が最も代表的であり、CuCl₂ > FeCl₃ > ZnCl₂ > KCl > NaCl で塩素化能が強いと言われている¹⁴⁾。下水汚泥では表 7-1 に示している通り Cu の含有量は高分子汚泥の灰分基準で 500～2000mg/kg、Fe は 1～10%あり、都市ごみ焼却灰や飛灰中 Cu の 1000～2000mg/kg、Fe の 1.5～7%¹⁵⁾¹⁶⁾と比較すると Cu 含有量は同程度か少ない。焼却灰中の未燃カーボンは、1%以下と少ないので、DXN を合成する De Novo 反応が生じ難いと推察される。

① と③については、塩素ガスが生じる炉内において反応性の高い塩素ガスを塩化水素に変える物質が多く存在し、結局 DXN 発生の原因物質を減らしている。下水汚泥には塩素の約 10 倍の S 成分や、汚泥中の N 分からのアンモニア成分の発生があり Cl₂を消費する成分は多くある。

含有塩素が、約 1/10 と少ないことや触媒作用の金属類が同等以下であることがナノオーダで発生する DXN の反応にどの程度の差が生じるか詳細は不明である。

DXN を一種の未燃物と考えると燃焼の 3T(Temperature, Time, Turbulence)がほぼ達成され、未燃カーボンが少なく炉内の燃焼がほぼ完全燃焼であることが下水汚泥焼却炉からの DXN 発生が少ないと考えられる。

(3) ダイオキシン収支

下水汚泥焼却設備は、排ガスの脱硫の目的で湿式排煙処理塔をほとんどの処理場で採用し、その排水を処理場の流入側に戻している。したがって排水中の SS 分が返流水として水処理に戻ることによって、下水処理場内で DXN が濃縮する可能性があり、焼却処理フローの中で DXN 収支をとり濃縮について検討した。ここで述べる収支は、毒性等量の値であり本来の物質収支の意味でなく定性的な傾向をみるためである。

フロー B の処理場で脱水汚泥以降の DXN 収支をとり DXN の濃縮の有無を調査し結果を図 7-2 に示す。DXN は、水には溶解しにくい性質があり¹⁸⁾排煙処理塔の SS 分を除いた排水分析では検出されなかった。排水中の SS 分中の DXN 濃度は、乾式 EP 灰の DXN 濃度と同じ値と仮定し計算によって算出した。この処理場の排ガス中の DXN 濃度測定結果から乾式 EP よりもサイクロンで DXN が再合成していた。

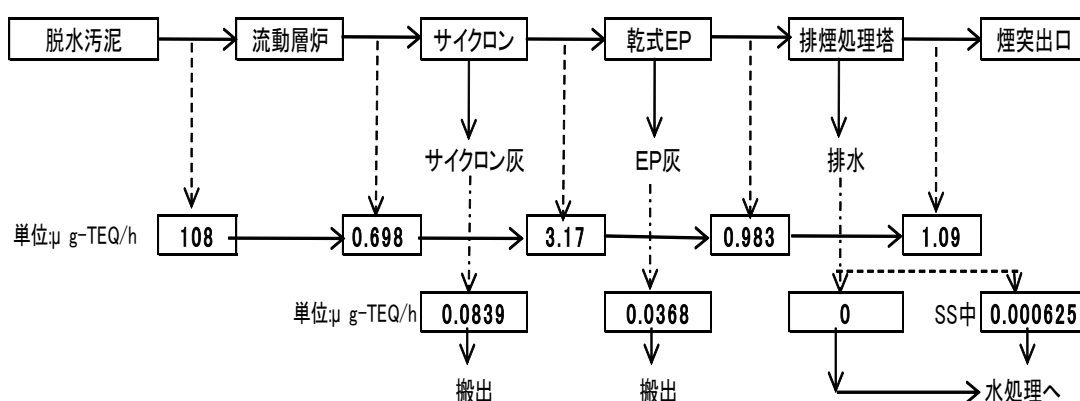


図 7-2 DXN 収支図

サイクロンで DXN の再合成が見られるが、図 7-2 から焼却前の汚泥中の DXN 量が圧倒的に多い。したがって、汚泥流動層炉が、DXN の発生源ではなくむしろ DXN の分解炉の役割を果たしていると推察された。

水処理設備へ戻る返流水中の DXN は極微量であり、焼却炉本体が DXN 分解の役割を果たしていることより処理場内での DXN の濃縮は特に問題なく、特別な対策は必要ないと考えられた。

図 7-3 に排ガス中の DXN 類全濃度と毒性等価濃度を示した。毒性等価濃度は、全濃度の 1/20～1/500 であった。排ガス中の DXN 全濃度と毒性等価換算値との関係は、DXN 全濃度 10ng/Nm^3 以上では全濃度の 1/100 が毒性等価換算濃度となる文献とは一致しない¹⁷⁾。これは今回の DXN 全濃度の測定値が 4ng/Nm^3 以下の低濃度であることと測定データが少ないことに起因している。

と考えられた。

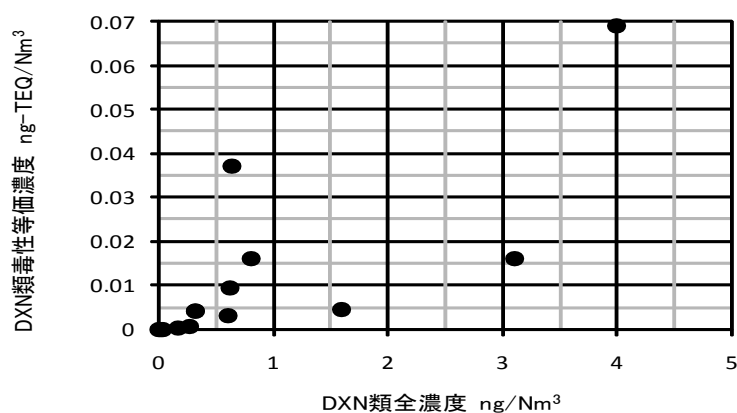


図 7-3 排ガス中の DXN 類濃度と毒性等価濃度

7-3 結言

下水汚泥焼却炉から排出される DXN は極微量であり、都市ごみ焼却炉の 1/13～1/230 の排出量であった。二次生成反応もほとんど発生しなかったが、乾式 EP ではなくサイクロンで生成する場合があった。

都市ごみ焼却炉の排出量と比較して大幅に少ない原因は、燃焼対象物中の Cl 濃度が低いことなどが考えられるが明確な詳細原因は不明である。燃焼の 3T が、下水汚泥焼却炉ではほぼ達成されていることが大きな原因の一つであると推定される。

下水処理場では排煙処理塔の排水を場内の水処理設備に返送しているので DXN が濃縮する可能性を調査したが DXN が水に不溶であり SS 分を除いた排水からは検出されなかった。SS 中の DXN は、水処理系に戻るが流入下水中の DXN 量に比較して少なく除外設備の設置は必要ない。

流入下水中の DXN 量から考えると下水汚泥焼却炉は、DXN を排出する焼却炉ではなく、むしろ下水中の DXN を分解する装置となっているといえる。

参考文献

- 1) Kociba RJ. ; Keyes DG. ; Beyer JE. ; Carreon RM. ; Wade CE. ; Dittenber DA. ; Kalnins RP. ; Frauson LE. ; Park CN. ; Barnard SD. ; Hummel RA. ; Humiston CG Result of two-year chronic toxicity and oncogenicity study of 2,3,7,8-tetrachlorodibenzo-p-dioxin in rats, Toxicology and Applied Pharmacology 46, 279-303, 1978
- 2) (独)産業技術総合研究所, 化学物質リスク管理研究センター, 詳細リスク評価書シリーズ 16, ダイオキシン類の毒性影響, 2008

- 3) 中央環境審議会環境保健部会, 生活環境審議会, 食品衛生調査会, ダイオキシンの耐容一日摂取量(TDI)について, 1999
- 4) 平岡正勝, 廃棄物処理におけるダイオキシン対策をめぐる最近の動向, 廃棄物学会誌, Vol. 8, No. 4, 265-278, 1997
- 5) 関係省庁共通パンフレット, ダイオキシン類, 2009
- 6) 平岡正勝, 環境保全と有害物質の制御(論文特集 地球環境および地域環境と化学), 日本化学会誌, 1991-05, 559-573, 1991
- 7) 石橋憲明, 岡島重伸, 吉原福全, 西脇一字, 平岡正勝, 廃棄物焼却排ガス冷却過程におけるダイオキシン類の生成, 廃棄物学会誌, Vol.14, No.1, 17-26, 2003
- 8) 犬島和夫, 西野昭男, 在間勇二, 和田従義, 大谷昌平, 都市ゴミ焼却炉におけるダイオキシン類低減化, 北海道大学第 5 回衛生工学シンポジウム, 126-130, 1997
- 9) 成田愛世, 本重信宏, 小池裕之, 林雅樹, 下水汚泥焼却施設のダイオキシン類ばく露防止対策に関する調査研究, 下水道新技術推進機構年報, No.11, 2002
- 10) 石橋憲明, 岡島重伸, 吉原福全, 石津純一, 西脇一字, 平岡正勝, 流動床式焼却炉におけるダイオキシン類の生成に関する研究, 日本機械学会論文集(B編), Vol.67, No.664, 3175-3182, 2001
- 11) 西川進, 焼却炉におけるダイオキシン対策の考え方, 紙パルプ技術協会誌, Vol.52, No.10, 3-10, 1998
- 12) 新エネルギー・産業技術総合開発機構技術評価委員会, ダイオキシン発生機構調査研究, 環境負荷抑制対応廃棄物エネルギー利用促進調査研究事後評価報告書, 2-38-2-44, 2003
- 13) 平岡正勝, 岡島重伸, 廃棄物処理におけるダイオキシン類削減対策の手引き, 環境新聞社, 1998
- 14) 藤森崇, 谷野佑太, 高岡昌輝, 森澤眞輔, 塩素の X 線吸収端近傍構造を用いるダイオキシン類生成時における炭素の塩素化機構, 分析化学, Vol.58, No.4, 221-229, 2009
- 15) 平岡正勝, 酒井伸一, ごみ焼却飛灰の性状と処理技術の展望, 廃棄物学会誌, Vol5, No.1, 3-17, 1994
- 16) 泉川千秋, 固形廃棄物の処理における重金属の問題と金属リサイクリング, 資源処理技術, Vol43, No.3, 149-155, 1996
- 16) 環境省環境管理局, ダイオキシン類挙動モデルハンドブック, 63-65, 2004
- 17) 平岡正勝, 廃棄物処理におけるダイオキシン類の生成と制御, 廃棄物学会誌, Vol.1, No.1, 20-37, 1990

8 章 焼却灰中の重金属類の不溶化に関する研究

8-1 緒言

下水汚泥の焼却によって発生する焼却灰量は、平成 18 年度統計によると年間固形物ベースで約 155.6 万トンありその約 45%がセメント化、約 1.7%が緑農地還元、約 33%が埋立処分されている¹⁾。埋立処分場の確保はますます困難になっており、焼却灰の有効利用は大都市の自治体を中心に様々な取り組みが行われている。

下水汚泥焼却灰の有効利用の増加を図るためには焼却灰に含まれる微量有害重金属への対策が必要である。焼却灰から微量有害重金属を除去することは現有する技術では、技術的にもコスト的にも困難であることから微量重金属の溶出防止(不溶化)技術の確立が必要である。微量有害金属で問題になっているのは砒素(As)、セレン(Se)の溶出であり土壤環境基準(平成 3 年環境省告示第 46 号)だけでなく埋立判定基準(金属等を含む産業廃棄物に係る判定基準：H7. 10. 2 改正総理府令 51 号)を上回る溶出事例も出ている。最近になって As、Se の溶出问题が増加している原因として、As や Se の溶出が比較的少なかった石灰汚泥焼却灰^{2) 3) 4)}の大幅な減少、Se の処理場内濃縮²⁾、集塵装置の変化が考えられる。

流動層汚泥焼却炉の焼却灰は、全量が排ガスと共に運ばれて熱回収装置を経て集塵装置(灰捕集装置)で回収される。炉内で気化した Se は、排ガス温度が低下すると凝縮し排ガスから焼却灰側に移行すると推察される。

Se の凝縮する温度域が排ガス処理装置である排煙処理塔内であれば洗煙排水側に移行し処理場内水処理装置に戻り結果的に場内濃縮する可能性が高い。また凝縮する温度域が集塵装置内であれば焼却灰側に移行し場内濃縮は避けられるが焼却灰から溶出する可能性が高くなると推察される。

厚生省(厚生労働省)は、ダイオキシン類発生抑制と排出削減対策として平成 9 年 12 月に廃掃法施行令・施行規則の一部を改正し、「燃焼ガスの温度をおおむね 200℃以下に冷却できる冷却設備の設置」を構造基準に明記した。これによって大部分の一般廃棄物焼却炉の灰捕集装置は、排ガス温度 300℃前後で使用される乾式電気集塵機(乾式 EP)から 200℃程度で使用されるバグフィルタに変更された。同様に汚泥焼却炉の集塵装置も新設や増設、更新時に乾式 EP からバグフィルタに変更された。このことにより焼却灰の回収温度が低下し、焼却灰からの Se の溶出量が増加し埋立基準値を超える処理場が増加してきていると考えられる。

As の溶出については、石炭灰からの溶出で弱酸性域では非晶性アルミニウム酸化物の含有量、アルカリ性域ではカルシウム含有量の影響を受けるとする文献⁵⁾はあるが下水汚泥中の As の挙動については Se ほどはっきりと判

明していない³⁾⁴⁾。

本研究ではまず納入済みの実機で集塵方式の異なる同じ処理場でのデータを比較し集塵方式の違いによる溶出量の差を調査した。次に溶出抑制の方法についてラボテストによる実験を実施し、従来方式の焼却灰に消石灰を添加する方式⁶⁾の効果の確認実験と新方式によるラボテスト、ベンチスケールの実験を行い抑制方法の検討を行った。

8-2 集塵方式による重金属類の溶出量の変化

下水汚泥流動焼却炉を設置し混合生汚泥を高分子凝集剤で脱水している汚泥を焼却しているA～Dの処理場の重金属類溶出量のデータを表 8-1 に示した。

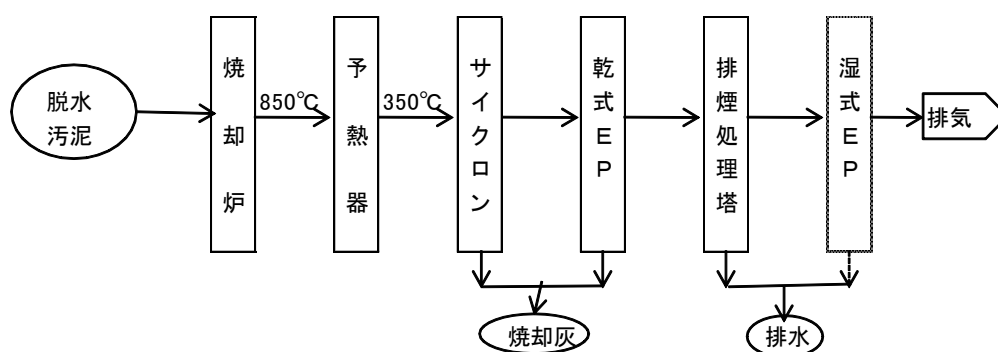


図 8-1 サイクロン-乾式EP方式

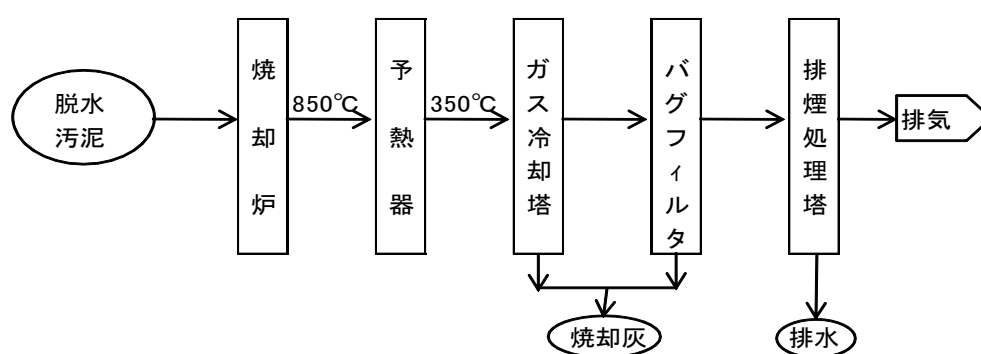


図 8-2 ガス冷却塔-バグフィルタ方式

集塵方式は図 8-1、8-2、に示しているサイクロン-乾式EP方式、冷却塔-バグフィルタ方式に分類して重金属類溶出量の違いを示した。A、B、C 処理場は増設によって集塵装置が、サイクロン-乾式EP方式から冷却塔-バグフィルタ方式に変更になっているがほぼ同一の汚泥を焼却しているのでAs、Seの溶出量の差は集塵方式の差で生じていると考えられた。B処理

場の As の溶出量は冷却塔－バグフィルタ方式で 14%程度少なくなっていたが C 処理場の Se、A・C 処理場の As、Se の溶出量は、大幅に増加していた。特に Se の増加は、A 処理場で約 4 倍、B 処理場で約 6 倍、C 処理場で 39 倍と冷却塔－バグフィルタ方式の増加が顕著であった。

表 8-1 集塵方式と重金属類溶出量

集塵方式		サイクロン-乾式E.P.				冷却塔－バグフィルタ				埋立	土壌環境
処理場		A1号炉	B1号炉	C1号炉	D炉	A2号炉	B2号炉	C2号炉	E炉	基準値	基準値
As	mg/L	0.15	0.36	0.24	0.27	0.30	0.31	0.47	0.50	0.3	0.01
Se	mg/L	0.09	0.10	0.02	0.10	0.35	0.63	0.78	0.59	0.3	0.01
Cd	mg/L	0.011	-	-	<0.01	<0.01	-	<0.01	0.02	0.3	0.01
Cr6+	mg/L	<0.05	-	-	<0.05	<0.05	-	<0.05	<0.05	0.5	0.05
Pb	mg/L	<0.01	-	-	<0.01	<0.01	-	<0.01	<0.01	0.3	0.01
T-Hg	mg/L	<0.0005	-	-	<0.0005	<0.0005	-	<0.0005	<0.0005	0.005	0.0005
pH	-	-	7.8	8.0	6.2	7.2	8.3	7.0	5.8	-	-
As	mg/kg	-	-	21.8		-	-	21.5		-	-
Se	mg/kg	-	-	0.54		-	-	5.40		-	-

この原因は、排ガス中にガス状で存在していた Se 化合物が乾式 E P を通過する 250～300℃ではそのままガスとして通過するが、バグフィルタでは排ガス温度が 200℃まで降下することにより Se が焼却灰の表面に付着するか、Se 化合物の固体として回収されたことによると推察される。表 8-2 に As、Se とその酸化物などの融点、沸点(昇華点)と水への溶解度を⁷⁾⁸⁾⁹⁾¹⁰⁾¹¹⁾を示した。

表 8-2 As・Se の物性値

項 目		融点 ℃	沸点(昇華点) ℃	水溶解度 g/l
As	金属As	817(35atm.p)	615	不溶
	As ₂ O ₅	315	-	658
	As ₂ O ₃	275～313	457～465	20.1
	As ₂ S ₃	267,307	565	0.008
Se	金属Se	217	688	不溶
	SeO ₂	340	315	72
	SeO ₃	118(分解)	-	95.1
	H ₂ SeO ₄	58	260	13

atm.p: 大気圧力

単純な酸化物の形態とは異なっていると考えられるが、酸化セレン(SeO₂)は昇華点が 315℃であり乾式 E P では排ガスとして通過してもバグフィルタでは固形物として回収される温度域に近く、また酸化セレンは水に可溶であり溶出試験で検出されたと考えられる。したがって、Se の溶出量がバグフィルタ方式で増加した原因は、Se の凝縮によって捕集灰中の含有量が増

加しその結果、溶出量も増加したと考えられる。C 処理場の Se の含有量は、乾式 EP 方式 0.54 mg/kg、バグフィルタ方式 5.40mg/kg と 10 倍増加している。(表 8-1)

一方 As については酸化砒素の昇華点及び沸点が 460～620℃の範囲であり炉内で気化し、熱回収装置出口 (300～400℃) では固形化し、排ガス除塵装置である乾式 EP 方式でもバグフィルタ方式どちらも焼却灰として回収されるところと考えられ除塵方式による含有量、溶出量に差はでないと考えられた。表 8-1 の C 処理場の As の含有量分析結果は乾式 EP 方式、バグフィルタ方式でそれぞれ 21.8、21.5mg/kg で差がなかった。しかし C 処理場の溶出量、A 処理場の溶出量共に約 2 倍バグフィルタ方式の溶出量が多い結果になった。B 処理場では両方式の差はでていない。As の溶出量については増加傾向にある可能性は高いがその挙動はこのデータからは明確ではなかった。

石灰汚泥では高分子汚泥より Se の溶出量が少ない。As の溶出量は脱水助剤の影響を受けないとの報告もあり、汚泥の種類や回収温度の差による As の挙動についても明確でなかった^{12) 13)}。

8-3 溶出抑制ラボテスト

まず焼却灰に消石灰、鉄塩を添加して溶出を抑制する代表的な従来法¹⁴⁾の効果と問題点を確認する。次に従来法の問題点を解決するために新たな薬品などの添加を行って問題の解決を図るラボテストを実施した。

8-3-1 消石灰・鉄塩添加法

1) 実験方法

- (1) サイクロンー乾式 EP で焼却灰を回収している F 処理場の焼却灰 (100g) を用いた。この焼却灰に消石灰を添加し各々ビニール袋に入れて手もみで約 5 分間攪拌した。消石灰は、純度 96%以上の試薬特級 (JISK8575) を用いた。焼却灰と消石灰を攪拌後に蒸留水を 5%添加して同様の手もみの方法で約 5 分間充分に攪拌した。消石灰の添加量は、1, 3, 5%の 3 種類とした。
- (2) (1) と同じ焼却灰を用いて鉄塩の溶液を添加し手もみで約 5 分間充分に攪拌した。鉄塩は、硫酸第一鉄と塩化第二鉄を用い、添加量はそれぞれ 3, 5%の 2 種類とした。硫酸第一鉄は試薬特級 (旧 JISK1446)、塩化第二鉄は試薬 3 種 (旧 JIS1447) を用いた。
- (3) F 処理場の焼却灰は、原灰で Se の溶出量が少ないので硫酸第一鉄 5%の条件で、Se 溶出量が多いと予想される冷却塔ーバグフィルタで焼却灰を回収している G 処理場の焼却灰を並行して実施した。また不溶化の時間的な安定性を見るために 3 日後、7 日後のデータを収集した。

2) 溶出試験・分析方法

焼却灰を埋立処分する場合は、環境庁告示第 13 号により有害物質の溶出が規制されているが、有効利用の場合は特に基準はなく土壤環境基準(環境庁告示第 46 号)が準用されることが多い。また酸性雨を予想して環告 46 号記載の中性に近い領域(pH7 程度)ではなく、炭酸飽和水法により pH=4 で酸性側に振った検液(溶出に用いる水)や pH 調整用の炭酸ガス吹込みを 24 時間連続吹込みにした炭酸連続法を用いる傾向にある。したがって本研究では環告 46 号と炭酸飽和法または炭酸連続法の両方式で検討を行い、酸性雰囲気中で土壤環境基準値以下に不溶化することを目標とした。

表 8-3 溶出試験方法

	環告46号法 (通常の試験法)	炭酸飽和法	炭酸連続法
適用対象	土壌	再生建設資材成形品	再生建設資材成形品
試料性状	5mm以下に粉碎	有姿のまま<50mm	有姿のまま<50mm
溶媒	脱イオン水 初期pH=5.8~6.3	炭酸飽和水 初期pH=4.0	炭酸飽和水 初期pH=4.0
pH調整	溶出試験中は未調整	溶出試験中は未調整	炭酸ガスの連続吹込み
溶媒/試料比	10/1	10/1	10/1
溶出時間	6Hr連続振とう	24Hr連続振とう	24Hr連続振とう
攪拌方法	水平振とう約200回/分	攪拌約200回/分	攪拌約200回/分
ろ紙	0.45μ m	0.45μ m	0.45μ m

表 8-3 に環告 46 号、炭酸飽和法と炭酸連続法の比較を示した。炭酸連続法は、24 時間連続 pH4 の値であり炭酸飽和法より酸性条件が厳しいので酸性条件下での溶出試験は炭酸連続法を用いた。

酸性条件下では Cd が溶出する¹⁵⁾ことが予想されたので溶出試験後の検液は、As、Se の分析に加え Cd の分析を行った。分析は、JISK0102 に基づき As、Se は水素化物発生原子吸光法、Cd は ICP 質量分析法で行った。

3) 結果と考察

(1) 消石灰の添加の効果

表 8-4 消石灰添加による溶出抑制効果

焼却灰名	F焼却灰					
	環告46号法			炭酸連続法		
項目 単位	As mg/L	Se mg/L	pH —	As mg/L	Se mg/L	pH —
原灰	0.30	0.03	7.4	—	—	—
消石灰 1%	<0.01	<0.01	10.1	0.24	0.02	6.5
消石灰 3%	<0.01	<0.01	10.5	0.24	0.02	6.5
消石灰 5%	<0.01	<0.01	12.1	0.16	0.02	6.5

消石灰を添加した焼却灰は、表 8-4 に示した様に添加率 1%で脱イオン水

(pH5.8～6.3)を用いる環告46号法であればAs、Se共に0.01mg/ℓ以下になり土壤環境基準値を満足した。pHが酸性側の炭酸連続法では、消石灰添加量1, 3, 5%の何れも原灰の溶出量の20%～40%の削減にはなっているが土壤環境基準値は満足できず特にAsの溶出は程遠い結果になった。

焼却灰に消石灰を添加して溶出を防止する方法は、溶出試験がほぼ中性の純水を用いた試験方法であることから酸性から中性の域で溶出しやすい重金属類を消石灰を添加することでpHをアルカリ側に調整する目的で採用された方法であり、酸性側にある炭酸連続法では消石灰添加の効果はないと考えられる。

(2) 鉄塩の添加の効果

塩化第二鉄は、環告46号法でAsが土壤環境基準値とほぼ同じ値となったので炭酸連続法では基準値を超えることが予想され試験を省略した(表8-5)。

硫酸第一鉄は、添加率3%、5%共に炭酸連続法でAs、Seが0.01mg/ℓ以下の溶出量になり土壤環境基準値を満足した。したがって鉄塩の添加は、塩化第二鉄より硫酸第一鉄の添加が有効であることが判明した。

表 8-5 鉄塩添加による溶出抑制効果

焼却灰名 溶出試験方法	F焼却灰					
	環告46号法			炭酸連続法		
	As mg/L	Se mg/L	pH —	As mg/L	Se mg/L	pH —
原灰	0.30	0.03	7.4	—	—	—
硫酸第一鉄 3%	<0.01	<0.01	4.8	<0.01	<0.01	5.1
硫酸第一鉄 5%	<0.01	<0.01	4.2	<0.01	<0.01	4.4
塩化第二鉄 3%	0.03	<0.01	6.0			
塩化第二鉄 5%	0.02	0.01	5.7			

原灰のSeの溶出量が、0.21mg/ℓとF処理場の約7倍の値を示したG処理場の灰を用いた試験では硫酸第一鉄を5%添加しても表8-6に示した様に添加直後でAsとSeの溶出量が土壤環境基準値と同じ値となり、時間が経過するとSeの溶出量が増加し不安定化する問題が発生した。また時間の経過と共に原灰で溶出してなかったCdが新たに溶出する問題が発生した。

As、Seは、陰イオン(AsO_3^{3-} , AsO_4^{3-} , SeO_3^{2-} , SeO_4^{2-})の形態で溶出すると推定されるのでその吸着源として硫酸第一鉄溶液を添加した。硫酸第一鉄溶液は、 Fe^{2+} と SO_4^{2-} に解離し陰イオンの形態のAs、Seとを吸着したと考えられる。

Cdの溶出は、硫酸第一鉄溶液を添加することによってpHが下がって溶出した推定される。この問題については次項で詳細に検討する。

表 8-6 硫酸第一鉄による溶出抑制効果

焼却灰名	硫酸第一鉄5%添加					
	F焼却灰			G焼却灰		
	As mg/L	Se mg/L	Cd mg/L	As mg/L	Se mg/L	Cd mg/L
原灰	0.30	0.03	<0.01	0.14	0.21	<0.01
添加直後	<0.01	<0.01	0.02	0.01	0.01	<0.01
3日後	<0.01	<0.01	0.02	0.01	0.04	0.01
7日後	<0.01	<0.01	0.01	0.01	0.03	0.07

溶出試験：炭酸連続法

8-3-2 硫酸第一鉄＋チオ硫酸ナトリウム法

ごみ焼却飛灰の溶出要因を検討した福永らは、Cd の溶出が pH に依存し pH が低い洗浄液で溶出量が飛躍的に増加することを報告¹⁶⁾している。洗浄液がアルカリ性の場合は水酸化物($\text{Cd}(\text{OH})_2$)の存在で難溶化するが酸性の場合は溶出し易い。

汚泥焼却灰からの Cd の溶出については、表 8-6 に示している様に原灰を炭酸連続法で pH の低い状態にしても溶出してないが、硫酸第一鉄を 5% 添加した場合は溶出していた。G 焼却灰は、日数をおけば溶出量が増加していた。このことから原灰を炭酸連続法で溶出させ日数をおけば溶出する可能性は否定できない。したがって汚泥焼却灰からの Cd の溶出は、pH が低下することによって発生する可能性が大であると考えらる。酸性状態で溶出を防止するためには、Cd を難溶性の炭酸塩や硫化物(CdS)などの形態にして溶出を抑制する方法がありその方法を選択した。(溶解度 $\text{Cd}(\text{OH})_2$ と CdS は約 $2.74\text{mg}/\ell$ ¹⁷⁾)

Se の水への溶解度は、酸化還元電位(Eh)、鉄濃度、pH 条件の影響を強く受け $\text{Eh} \pm 0\text{V}$ 付近で負相関から正相関に変化し溶解度が急激に上昇する傾向にある¹⁸⁾。 $\text{Eh} \pm 0\text{V}$ 以上では、Se(IV)の SeO_3^{2-} または HSeO_3^- であり、 $\text{Eh} \pm 0\text{V}$ 以下では Se(II)である HSe^- が支配的であり還元条件で、かつ $\text{Eh} - 0\text{V}$ 近辺にすれば溶解度を減少させることができると考えた。

As については硫黄との親和性がよく、硫化物が安定的に存在できる程度の還元状態では硫化砒素(As_2S_3)として難溶性になる¹⁷⁾。また陰イオンの状態で溶出することが考えられるので還元剤(Fe^{2+})のプラスイオンで化学結合させる方法も溶出防止に効果があると考えた。

ラボテストに使用する薬品とその具体的な狙いは次の通りであった。焼却灰の溶出試験で Se、As は陰イオンの形態(AsO_3^{3-} , AsO_4^{3-} , SeO_3^{2-} , SeO_4^{2-})で溶出するので硫酸第一鉄水溶液を添加混合することで還元剤でもある Fe^{2+} イ

オンと化学結合させる。次に同じく還元剤であるチオ硫酸ナトリウム水溶液を添加混合して還元状態を作ると共に加熱することによって H_2S 、 SO_2 などを発生させてカドミウム硫化物 (CdS) と硫化砒素 (As_2S_3) の生成を狙った。溶出防止のメカニズムについては、8-5 で詳細に言及する。

実験は、ベンチスケール実験を実施するための基本データを収集する目的で、薬剤添加順序、薬剤添加率、加熱温度、処理後の安定性、含有量の変化、その他の重金属類の溶出について検討した。

1) 実験方法

図 8-3 に実験フローを示した。添加水は、水質の違いを無くするために蒸留水約 15g を用い、混練りは「消石灰・鉄塩添加法」と同様にサンプルをビニール袋に入れて約 5 分間手混合を行い水分、色が均一化しているか目視で混合状態の均一化を確認した。また加熱は、熱容量の大きいマッフル炉を用い所定の温度を保持した状態で混合灰(約 100g)を磁皿に入れて投入しマッフル炉の扉を半開状態の酸化雰囲気です定の時間(基本的に 1 時間)保持した。焼却灰は、鉄塩の添加で Cd の溶出した G 灰を用いた。

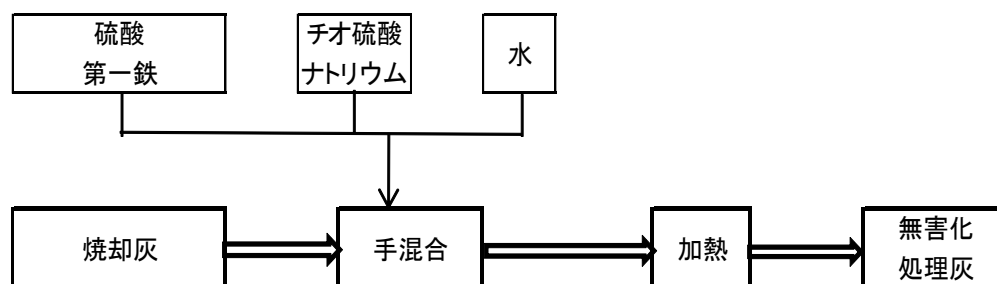


図 8-3 ラボテストのフロー

2) 溶出試験・分析方法

消石灰・鉄塩添加実験と同様に炭酸飽和法で溶出試験を行い、分析についても同様に As、Se は水素化物発生原子吸光法、Cd は ICP 質量分析法で測定した。含有量分析は、底質調査法(昭和 63 年環水環第 127 号)に基づき検液を作成し同上の方法で測定した。

3) 結果と考察

(1) 薬剤添加順序

最初に添加する薬剤を硫酸第一鉄 5%添加、チオ硫酸ナトリウム 1.5%添加、同時添加の 3 通りの順序で行い、混練り後に加熱処理を 200℃で 1hr 行った。その溶出試験結果を表 8-7 に示した。結果はどの順序でも As, Se, Cd の溶出が 0.01mg/l 以下になり薬剤添加順序の影響はほとんどなかった。この結果からこれ以降の実験は、薬剤の添加を同時に行う方法で行った。

表 8-7 添加順序による溶出量変化

処 理 方 法	As 溶出量 mg/ℓ	Se 溶出量 mg/ℓ	Cd 溶出量 mg/ℓ	pH —	評価
原 灰	0.27	0.45	<0.01	6.5	—
(A)硫酸第一鉄5%添加+ チオ硫酸ナトリウム1.5%添加+200℃×1hr加熱	<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
(B)チオ硫酸ナトリウム1.5%添加+ 硫酸第一鉄5%添加+200℃×1hr加熱	<0.01	<0.01	<0.01	4.7	○
(C)硫酸第一鉄5%添加+チオ硫酸Na 1.5% 同時添加+200℃×1hr加熱	<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○

(2) 薬剤添加率

硫酸第一鉄とチオ硫酸ナトリウムを添加する方法は、有効な手段で有ることが検証出来たが安定性に問題がありしばらく放置することによって再び As、Se、Cd の溶出が起った。これは、8-3-1 の鉄塩のみを添加した実験結果と同じ現象であった。この原因は、Fe²⁺に吸着された As イオン、Se イオンの結合が不十分で不溶化されていないために廻りにある水分子に再び溶出するためと推察した。この減少を防止するために加熱処理を行うことでイオン結合の廻りにある水分子を蒸発させることにした。この場合、As、Se の溶出防止はできても pH が低下して Cd が溶出する可能性はある。

手掛かり試験として加熱温度を 200℃で 1hr に固定し薬剤の添加量を変えた実験を行い表 8-8 に結果を示した。硫酸第一鉄が無添加でチオ硫酸ナトリウムを 1.5%添加した条件では Se の溶出を防止できるが As は原灰とほとんど変わらない溶出量になった。このデータより硫酸第一鉄が As の溶出防止に効果があること、またチオ硫酸ナトリウムが、Se の溶出防止に効果があることが明確になった。チオ硫酸ナトリウムが 0.1%でも Se の溶出は防止できるが Cd が溶出する結果になった。これは、チオ硫酸ナトリウム 0.5%以下では S 分の発生量が不十分であったためで、焼却灰中の Se や Cd 含有量によって添加率を変化させる必要があると考えられた。G 処理場の焼却灰の As、Se、Cd の溶出防止には硫酸第一鉄 2%程度、チオ硫酸ナトリウム 0.6%以上の添加量で土壤環境基準値を満足した。As、Se の含有量分析値を表 8-11 に示している。As、Se の含有量以外の他の成分の影響を無視するならこの添加量は、As に効果が期待できる硫酸第一鉄、Se に効果が期待できるチオ硫酸第一鉄共にそれぞれの含有量に対して約 1500～1600 倍の添加量で効果が表れていることになる。

表 8-8 添加率の検討

硫酸第一鉄 添加率	チオ硫酸Na 添加率	加熱温度	As 溶出量	Se 溶出量	Cd 溶出量	pH	評価
%	%	℃	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	—	
0	0	原灰	0.27	0.45	<0.01	6.5	—
5	0.1	200 × 1hr	<0.01	<0.01	0.025	4.2	×
	0.5		<0.01	<0.01	0.014	4.2	○
	1		<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
	1.5		<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
	3		<0.01	<0.01	<0.01	4.7	○
	5		<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
3	0.9		<0.01	<0.01	<0.01	4.4	○
2	0.6		<0.01	<0.01	<0.01	5.2	○
0（無添加）	1.5		0.21	<0.01	<0.01	7.0	×

(3) 加熱温度

硫酸第一鉄 5%程度、チオ硫酸ナトリウム 1.5%と少し多めの添加量にして加熱温度を無加熱～400℃まで変えたデータを表 8-9 に示した。非加熱では As の溶出を防止できない問題と Cd が新たに溶出する問題が発生し、鉄塩のみを添加した 8-3-1 と同様の結果になった。

55℃の加熱時間 1hr の条件では灰の水分がほとんど飛ばなかったので 18hr 保持し灰の水分が他の条件と同じ程度になる様にした。その他の温度条件では 1hr の条件で行った。加熱温度 250℃～400℃では Se と Cd が溶出した。250℃以上の温度では化学結合に要する時間よりも水分が早く飛びすぎたためと推察した。このことより加熱温度は 200℃以下で灰中の水分があまり長時間をかけずに飛ぶ 100℃以上が最適な温度であると考えた。

表 8-9 加熱温度の検討

硫酸第一鉄 添加率	チオ硫酸Na 添加率	加熱温度	As 溶出量	Se 溶出量	Cd 溶出量	pH	評価
%	%	℃	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	—	
0	0	原 灰	0.27	0.45	<0.01	6.5	—
5	1.5	非加熱	0.049	<0.01	0.026	4.8	×
		55℃ × 18hr	<0.01	<0.01	<0.01	4.1	○
		100℃ × 1hr	<0.01	<0.01	<0.01	4.4	○
		200℃ × 1hr	<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
		250℃ × 1hr	<0.01	0.046	0.03	4.8	×
		300℃ × 1hr	<0.01	0.016	0.026	4.2	×
		400℃ × 1hr	<0.01	<0.01	0.042	4.5	×

(4) 処理後の安定性

表 8-10 処理後の安定性

処 理 方 法	分析時期	As 溶出量 mg/ℓ	Se 溶出量 mg/ℓ	Cd 溶出量 mg/ℓ	pH —	評価
原 灰		0.27	0.45	<0.01	6.5	—
硫酸第一鉄5%添加+ チオ硫酸Na1.5%添加 200℃×1hr 加熱	処理直後	<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
	処 理 1週間後	<0.01	<0.01	<0.01	4.4	○

表 8-10 に硫酸第一鉄 5%添加とチオ硫酸ナトリウム 1.5%を添加し、200℃で 1 時間加熱処理した直後と 1 週間経過した後の溶出検査結果を示した。Cd が多少上昇しているが As, Se 共に溶出量の変化はなく効果は継続していた。

(5) 含有量の変化

薬品添加＋加熱処理後の灰中の As, Se, Cd, S の含有量について分析した結果を表 8-11 に示した。

表 8-11 含有量の変化

処 理 方 法	As 含有量 mg/kg	Se 含有量 mg/kg	Cd 含有量 mg/kg	S 含有量 mg/kg
原 灰	12.3	4.0	6.6	4,500
硫酸第一鉄5%添加+ チオ硫酸ナトリウム1.5%添加+200℃加熱	11.1	3.5	6.3	13,200

As, Se, Cd の含有量は、処理することにより何れの物質も 10%程度の減少が見られた。200℃の温度で何れの物質も揮発するとは考えられないので分析誤差と考えられる。S については 3 倍程度の増加があった。これは添加した薬品中に S 分がありこの添加された S によって増加したと考えられる。薬品の添加率より計算して灰 1kg での収支をとると次に様になった。

添加した硫酸第一鉄中の S=12.9g

添加したチオ硫酸ナトリウム中の S=4.29g

灰中の S=4.5g 合計 21.69g

処理灰分析値からの S=14.06g

処理灰中の S 分は、約 7.6g (約 35%) 減少している結果になる。この減少分が揮発して SO₂ や H₂S などになったと推察される。

(6) G 灰以外の灰

F、G、H 灰について同様な実験を行い効果について調査した。F 灰、H

灰共にG処理場の原灰と比較してAs、Seの溶出量が少ない値を示していたので薬品の添加量を下げて溶出量を調べた。加温は、200℃で1時間の条件で行った。

結果を表8-12に示したが原灰のAs溶出量の低いH灰でも硫酸第一鉄の添加量1%ではAsの溶出量を0.01mg/ℓ以下にはできなかった。原灰の溶出量が少なくても安全をみて少なくとも硫酸第一鉄添加量3%～5%が必要であると考えられた。Se、Cdは、G灰以外はチオ硫酸ナトリウム0.3%で問題なかった。

表 8-12 灰の種類を変えた溶出試験結果

硫酸第一鉄 添加率	チオ硫酸Na 添加率	加熱温度	As 溶出量	Se 溶出量	Cd 溶出量	pH	評価
%	%	℃	mg/ℓ	mg/ℓ	mg/ℓ	—	
0	0	原灰 F	0.30	0.03	<0.01	7.4	—
1	0.3	200℃×1hr	0.014	<0.01	<0.01	6.6	△
2	0.6		<0.01	<0.01	<0.01	5	○
3	0.9		<0.01	<0.01	<0.01	4.6	○
0	0	原灰 G	0.23	0.45	<0.01	6.9	—
3	0.9	200℃×1hr	0.002	<0.01	<0.01	5.2	○
5	1.5		0.002	<0.01	<0.01	4.3	○
0	0	原灰 H	0.14	0.21	<0.01	7.8	—
1	0.3	200℃×1hr	0.02	<0.01	<0.01	7.4	×
2	0.6		<0.01	<0.01	<0.01	7.1	○
3	0.9		<0.01	<0.01	<0.01	5.5	○

(7) その他の重金属類の溶出

As、Se、Cd 以外の重金属類の溶出を確認するために、G処理場の灰に硫酸第一鉄5%とチオ硫酸ナトリウム1.5%を同時に添加し200℃で1時間加熱処理した焼却灰を環告46号法、炭酸飽和法、炭酸連続法で溶出試験を行った結果を表8-13に示した。

表 8-13 重金属類の溶出結果

		溶出試験方法			土壌環境 基準値
		環告46号	炭酸飽和法	炭酸連続法	
As	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	0.01
Se	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	0.01
Cd	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	0.01
Pb	mg/L	<0.01	<0.01	<0.01	0.01
T-Hg	mg/L	<0.0005	<0.0005	<0.0005	0.0005
Cr ⁶⁺	mg/L	<0.02	<0.02	<0.02	0.05
T-Cr	mg/L	<0.02	<0.02	<0.02	—
CN	mg/L	<0.1	<0.1	<0.1	N.D.
pH	—	4.0	4.0	4.9	—

その結果、全ての溶出試験法で土壤環境基準値を満足していた。硫酸第一鉄、チオ硫酸ナトリウム添加＋加熱処理が、他の重金属類に影響を与えず As, Se, Cd の溶出を防止することが確認できた。

8-4. ベンチスケール規模の実験

ラボ実験で行ったマッフル炉による加熱処理を装置化する目的で小型回転式キルンを用いてバッチ処理でベンチスケールの実験を行った。この実験では加熱中に焼却灰が攪拌・混合されるので加熱時間を短縮化できる可能性が高い。

加熱時間の短縮化が可能か、加熱処理で H_2S 、 SO_2 ガスが発生するかどうかの定性的な確認、吸引量、加熱時間を変化させた場合の As, Se, Cd の溶出量を把握することが本実験の目的である。

8-4-1 実験装置

実験に使用したキルン炉を図 8-4 と図 8-5 に実験フローを図 8-6 に示した。

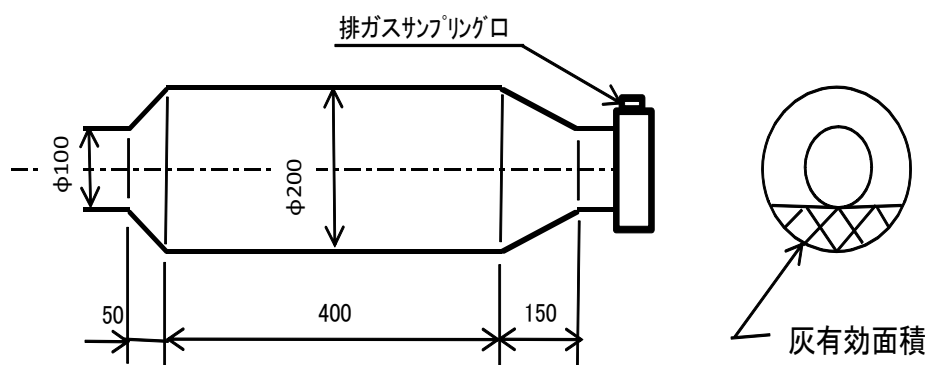


図 8-4 キルン式加熱装置構造図



図 8-5 キルン式加熱装置の写真

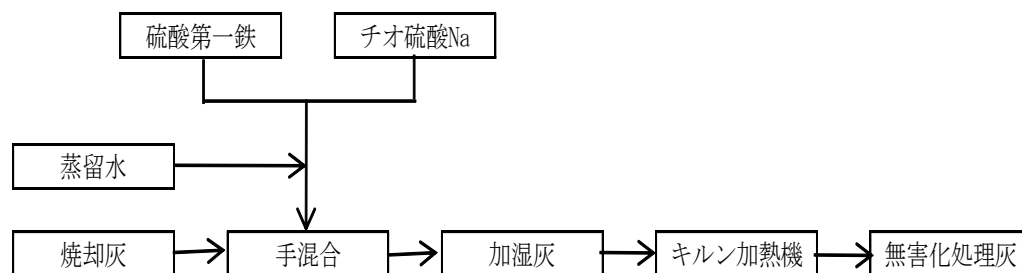


図 8-6 実験フローシート

焼却灰と薬品の混合は、ラボテスト同様に手混合で行い、加熱処理には外部から間接に電気ヒータで加熱する回転式のキルンを水平に設置し焼却灰が片方に移動しないようにした。キルンは、加熱と同時に混合と発生ガスとの接触が行えるので、ラボテストでは 100℃以上の温度で 1hr かかっていた時間の短縮を図った。キルンの円筒部の容積は、約 12.6ℓ、テーパ部を含むと約 16ℓの容積があった。入口、出口ダクト部への灰の移動を避けるためにキルン断面でダクト径以下に灰の量を抑えると図8-4の斜線部になるので有効容積で約 2.5ℓであり、焼却灰のかさ比重を 0.6kg/ℓをすると投入できる焼却灰の重量は約 1.5kgであった。実験では、あらかじめキルンを所定の温度に加湿した後に焼却灰 1kg を手動で投入し、取り出しは手動でキルンを傾けて行った。

8-4-2 実験方法

焼却灰は、Se の溶出量の多いG処理場の灰を用いた。薬品は、ラボテストと同じ特級試薬を用い添加率は、硫酸第一鉄 3%, チオ硫酸第一鉄 1%の添加率とした。この添加率は、表 8-8 の添加率の検討結果から決定した。硫酸第一鉄 2%、チオ硫酸第一鉄 0.6%添加で溶出を防止できているが少し余裕を持たせるために硫酸第一鉄 3%, チオ硫酸第一鉄 1%の添加率とした。

蒸留水は、ラボテストと同様に 15%添加した。

汚泥焼却排ガスは、外気温度が低いと煙突から出る際に白煙を発生する。通常その白煙を防止するために 200～300℃に加湿された白煙防止空気を煙突に入れ焼却排ガスを加湿して排出させる。加湿は、焼却排ガスの廃熱を用いて空気を加湿する白煙防止用交換器で行う。排ガスのフローは、白煙防止用熱交換器を熱回収装置の最後に配置し、この後に排ガス処理装置であるバグフィルタ用排ガス冷却塔へと続く。排ガス冷却塔の負荷を下げるために白煙防止に必要な熱量以上にこの熱交換器で過剰に廃熱を回収しているので余剰の熱量がある。この加湿された白煙防止用空気を焼却灰の不溶化処理の加湿空気として利用する方法が、経済的に最も優れておりまた既設の廃熱回

収設備を利用できるメリットがある。ラボテストの結果から導きだされた 100～200℃の温度領域とも合致することになる。

実験の加温温度は、中間温度の 150℃を基本としてラボテストであり良い結果が出てなかった 250℃の実験を付随的に実施した。キルンは回転しているので内部温度の測定が困難でありキルンの外部温度を測定して設定した温度制御を行っている。したがって内部温度がラボテストの温度よりも低いことが推定されこの条件を追加した。

焼却灰の昇温速度、攪拌・混合、発生したガスとの接触のいずれについても静置状態のラボテストより条件がよくなると考えられたのでラボテストより加熱時間を短くし 15 分、30 分、60 分とした。

キルンからガス吸引しない場合、焼却灰の含水率(15%)が高いので焼却灰がキルン本体に付着することが予想され、その確認を行った。チオ硫酸ナトリウムから発生するガスとの反応で Se および Cd の溶出防止ができるのではないかと仮説から吸引量は重要な因子であり、吸引量 0, 10, 20, 50, 100ℓ/min、極端な例として最大 1000 ℓ/min に変化させてデータを収集した。吸引量を設定した根拠は次の通りであった。乾灰 1kg を含水率 15%に加湿するには、176.5g の水を添加した。この水が加熱処理によって全量ガス中に移行すると 220Nℓの水蒸気となる。仮に 150℃まで加温されると 340ℓの水蒸気になる。加熱時間を 15 分、30 分とするとこの水蒸気を排出するにはそれぞれ少なくとも 23ℓ/min、11ℓ/min の吸引量が必要であり、その前後の数値を考慮して吸引量を 10, 20, 50ℓ/min とした。

キルンの回転数は、溶出に対してそれほど影響を与えるとは考えられなかったので 3rpm を基準とし、比較のためその回転数より遅い 1rpm の条件のデータを収集し比較した。

8-4-3 分析方法

溶出試験法は、炭酸連続法で行い、As、Se と Cd の分析はラボテストと同じ方法である水素化物発生原子吸光法、ICP 質量分析法で行った。

吸引ガスの分析は、キルン出口のサンプリングロより吸引しガス採集袋に約 20採集し採取後直ぐにガス検知管で測定した。他のガスの影響の少ないガステック社製の検知管(SO₂ : No. 5L、H₂S : No. 4LB)を使用した。

8-4-4 結果と考察

(1) 加熱時間とガス吸引量

加熱時間と吸引量を変化させて溶出量を測定したデータを表 8-14 に示した。As の溶出防止は、どの条件でも満足しており加熱処理温度、時間には影響を受けないと結論することができた。

RunNo. 1 は、ガス吸引なしのデータで加熱時間 15 分、30 分で As, Se, Cd 共に土壤環境基準を満足した。No. 1-3 は、キルン回転数 1rpm のデータで同条件の回転数 3rpm の No. 1-2 のデータと差はなく土壤環境基準を満足している。

RunNo. 2 は、加熱時間 30 分で吸引量を変化させたデータを示した。ガス吸引量を極端に上げた条件 (RunNo. 2-1 と 2-2) と逆に少ない条件 (RunNo. 2-3) で Se, Cd が溶出した。空塔速度 (U : m/sec) をガス進行方向のキルン空断面でのガス速度と定義すると U=0.53 ではキルン内の温度が焼却灰投入後 30 分で十分に上昇しなかったために反応が不充分であったと推察された。吸引量が少ない U=0.005 は、吸引しない場合と同じ結果が予想されたが Se が溶出した。この原因は不明であった。

表 8-14 キルン式加熱実験結果

Run No.	温度 °C	時間 min	吸引量 L/min	空塔速度 m/sec	溶出量 mg/L			含水率 %	判定
					As	Se	Cd		
原灰	-	-	-	-	0.27	0.45	<0.01	-	
1-1	150	15	なし	0	<0.01	<0.01	<0.01	9.0	○
1-2	150	30	なし	0	<0.01	<0.01	<0.01	6.0	○
1-3	150	30	なし	0	<0.01	<0.01	<0.01	-	○1rpm
2-1	150	30	1000	0.53	<0.01	<0.01	0.018	0.7	×Cd
2-2	150	30	1000	0.53	<0.01	0.012	<0.01	0.9	×Se
2-3	150	30	10	0.0053	<0.01	0.012	<0.01	6.1	×Se
2-4	150	30	20	0.011	<0.01	<0.01	<0.01	2.8	○
2-5	150	30	50	0.027	<0.01	<0.01	<0.01	4.2	○
2-6	150	30	100	0.053	<0.01	<0.01	<0.01	<1.0	○
3-1	150	15	10	0.0053	<0.01	0.019	0.013	15.5	×Se,Cd
3-2	150	15	20	0.011	<0.01	<0.01	<0.01	5.5	○
3-3	150	15	50	0.027	<0.01	<0.01	<0.01	5.4	○
4-1	250	10	50	0.027	<0.01	<0.01	<0.01	<1.0	○
4-2	250	30	25	0.013	<0.01	<0.01	<0.01	<1.0	○
4-3	250	10	100	0.053	<0.01	<0.01	<0.01	1.7	○
4-4	250	30	200	0.11	<0.01	<0.01	<0.01	<1.0	○

RunNo. 3 は、加熱時間 15 分で U=0.005~0.027 まで変化させたデータを示した。RunNo. 2 と同様に U=0.005 で Se, Cd が溶出した。その原因は RunNo. 2 と同様に不明であった。U=0.011、0.027 は、土壤環境基準を満足している。

RunNo. 4 は、加熱時間を 250°C に上げて滞留時間を 10 分と 30 分、U=0.013~0.11 に変えたデータで全ての条件で土壤環境基準を満足した。ラボテストでは 250°C の温度では基準値を満足しなかったがベンチスケールの実験では満足する結果となった。これは実験条件の中で推定した通りの結果で、測定温度と焼却灰の温度差が、ラボテストの方が少なかったことによると考

えられた。マッフル炉を利用したラボテストは、焼却灰に直接接触する雰囲気温度を制御し、また装置の熱容量が大きいため炉内の雰囲気温度と焼却灰の温度差が少なかった。一方外部加熱のキルンの温度は、キルンが回転するためにキルン内部温度の測定が困難でありキルンの外側の温度を制御していたために焼却灰との温度差が大きく焼却灰の実際の温度との差が大であったと推察された。したがって温度についてはラボテストの温度を焼却灰に接する空気温度として採用する。今後は、温度測定方法を工夫して焼却灰の温度を直接測定して制御する方が望ましい。

(2) H_2S , SO 発生ガスの確認

排ガス吸引の有無の条件で加熱後 5, 10, 15, 30 分後に発生する H_2S , SO_2 , H_2O ガスを測定した結果を図 8-7, 8-8, 8-9 に示した。

加熱処理により H_2S , SO_2 発生しており、 H_2S 加熱時間 15 分までは排ガスを吸引しない方が高濃度で発生しているが 15 分以降は、吸引した方が高い濃度か同程度の濃度で排出されていた。発生濃度は、予想より少なく数 ppm オーダーであった。

SO_2 は、吸引した方が濃度は高かった。特に 200°C で加熱処理した場合 15 分で高濃度のピークが見られた。 150°C の加熱処理では 30 分後に高濃度で排出されたがこの濃度がピーク値かどうかは 30 分以降のデータがなく不明である。 SO_2 の排出は、図 8-9 の H_2O の排出と密接に関係していると推察され H_2O がガス化したあとに SO_2 がガス化する傾向を示していた。また吸引しない場合にガス中の SO_2 濃度が低い状態を維持した原因は、凝縮水にあると推察された。15%の水分添加によって 1kg の灰に約 150g の蒸留水が添加されたことになる。理科年表の溶解度¹⁹⁾で換算すると H_2S の 100cc の水への溶解度は 20°C で、0.39g、 80°C で 0.14g であるが、 SO_2 は、 20°C で 11g、 40°C で 5.4g であり SO_2 の溶解度は、大きい。したがって吸引しない場合は、発生した SO_2 が凝縮水へ溶解したと考えられ定量的にどの程度溶解できるかを検討する必要がある。

チオ硫酸ナトリウムの添加量(1%添加)から S 分を算出すると約 2.86g の S があり、チオ硫酸ナトリウム中の S 分全量が SO_2 に変換したと仮定すると 5.72g の SO_2 が発生するが 150g の凝縮水にほぼ全量が溶解できる。吸引しない場合、30 分後に焼却灰を取り出した時にキルン出口付近に凝縮水が水滴として多く溜まっており SO_2 が凝縮水側に移行したことにより排ガス中の SO_2 濃度が低い値となったと推察された。また吸引しない場合のみキルン内壁に灰が付着していた原因は、この凝縮水によると推察された。したがって焼却灰を連続、安定して処理する装置上の課題からガスを吸引する必要があると結論された。

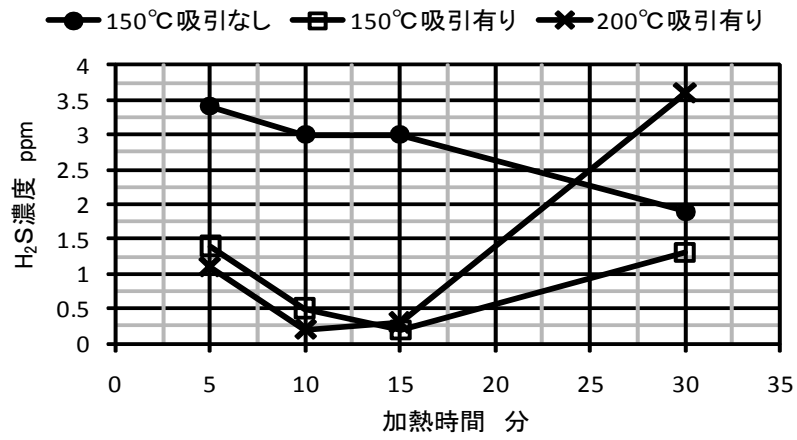


図 8-7 加熱排ガス中の H_2S 度の経時変化

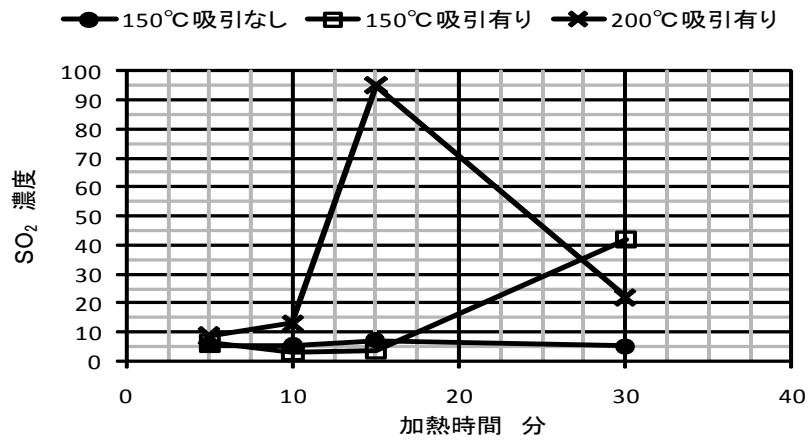


図 8-8 加熱排ガス中の SO_2 度の経時変化

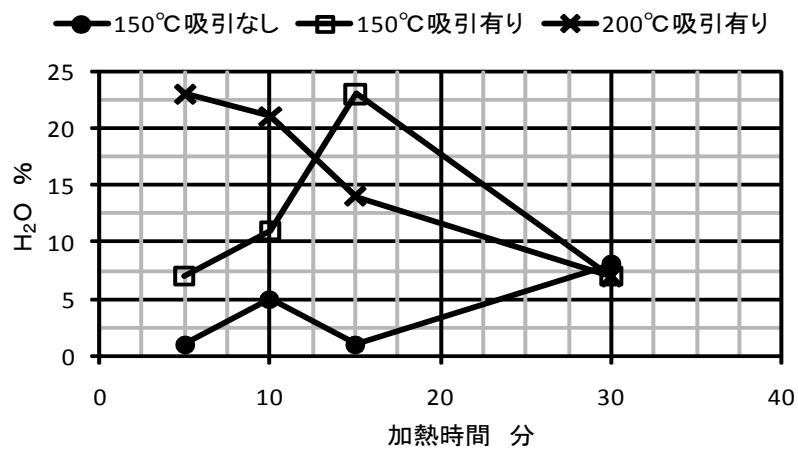


図 8-9 加熱排ガス中の H_2O 濃度の経時変化

排ガス中の H_2O は、同じ吸引量なら加熱温度が高い方が灰の加熱時間が少なく $200^{\circ}C$ では 5 分後以降徐々に水分濃度が下がっているが $150^{\circ}C$ では 15 分で最大濃度になっている。 $150^{\circ}C$ より $200^{\circ}C$ の方が早く灰の温度が上がって水分の蒸発が早く進んでいると考えられる。加熱温度と吸引量は、相互に関係しており、それぞれに最適値があると推察された。

8-5 As、Se、Cd 溶出防止のメカニズム

As、Se、Cd の予想される溶出抑制のメカニズムを表 8-15 に整理した。

表 8-15 溶出抑制メカニズム

溶出抑制メカニズム		溶 出 抑 制 反 応	
As	鉄との難溶性塩形成	溶出形態	AsO_4^{3-} ヒ酸イオン、 AsO_3^{3-} 亜ヒ酸イオン
		① イオン結合による溶出防止 ② 加熱による鉄の酸化(水酸化鉄の形成) 反応式 $Fe^{2+} + AsO_4^{3-} \rightarrow Fe(AsO_4)_2$ $Fe^{2+} + AsO_3^{3-} \rightarrow Fe(AsO_3)_2$ 水酸化鉄によるヒ酸イオン、亜ヒ酸イオンの吸着 $Fe(OH)_3 + H_2O + A^- \rightarrow Fe(OH)_2(OH)_2^- \cdot A^- + OH^-$ A: AsO_4^{3-} 、 AsO_3^{3-}	
Se	チオ硫酸Naによる 難溶性Se(0)への還元	溶出形態	SeO_4^{2-} (セレン酸イオン)、 SeO_3^{2-} (亜セレン酸イオン)
		① イオン結合による溶出防止 ② 加熱によるチオ硫酸Naの分解 反応式 $SeO_4^{2-} + 2H^+ \rightarrow H_2SeO_4$ $SeO_3^{2-} + 2H^+ \rightarrow H_2SeO_3$ H_2S や SO_2 によるSe(VI)からSe(IV)への還元 $SeO_4^{2-} + H_2S \rightarrow SeO_3^{2-} + H_2O + S$ SO_2 、 H_2S によるSe(IV)からSe(0)への還元 $SeO_3^{2-} + 2SO_2 + H_2O \rightarrow Se + H_2SO_4$	
Cd	チオ硫酸Naからの亜硫酸 イオン(SO_3^{2-})の生成とその 生成物との難溶性塩の形成	溶出形態	Cd^{2+} カドミウムイオン
		① 硫酸第一鉄添加による Cd^{2+} の溶出とチオ硫酸Naからの H_2S 反応 $Cd(OH)_2 + H_2S \rightarrow CdS + 2H_2O$ ② 硫酸第一鉄添加によるCdの溶出 反応式 $CdO + FeSO_4 + H_2O \rightarrow CdSO_4(易溶性) + Fe(OH)_2$ 加熱によるチオ硫酸Naの分解(亜硫酸の生成) $S_2O_3^{2-} + 2H^+ \rightarrow H_2SO_3 + S$ 亜硫酸イオンによるCd不溶化 $CdSO_4 + H_2SO_3 \rightarrow CdSO_3(難溶性) + H_2SO_4$	

石炭灰から溶出する As、Se、の溶出形態を As(V 価)、Se(IV 価)の陰イオンとした研究報告⁵⁾があるが、下水汚泥焼却灰から溶出する As、Se についても価数は確認していないが陰イオンの形態で溶液中に存在していると推察され実験を進めてきた。ラボテスト、ベンチスケールの実験結果から As は、ヒ酸イオン(AsO_4^{3-})、亜ヒ酸イオン(AsO_3^{3-})と溶出防止のために添加した可溶性の硫酸第一鉄の Fe^{2+} または酸化された Fe^{3+} イオンとのイオン結合によって

よって難溶化していると推察された。As は、硫酸第一鉄を添加することで容易に溶出防止が可能であった。塩化第二鉄にも同様の効果が期待されたが実験では As の防止はできなかった。その原因は現段階では不明である。

Se と酸性で溶出し易い Cd は、チオ硫酸ナトリウムの添加と加熱が必要であり、 $\text{Se}(\text{SeO}_3^{2-}, \text{SeO}_4^{2-})$ は硫酸第一鉄とチオ硫酸ナトリウムの還元作用で難溶性の $\text{Se}(0)$ まで還元されて溶出防止が可能となったと推察された。Cd は、チオ硫酸ナトリウムの加熱で発生する SO_2 で亜硫酸カドミウムに不溶化されたとする説²⁰⁾もあるが、 H_2S によって不溶性の硫化カドミウムが生成したと推察したがベンチスケールの実験では H_2S の発生が少なくその推察は実証できなかった。

8-6 結言

下水汚泥焼却灰の有効利用を促進するために焼却灰から溶出する微量有害金属を酸性雰囲気で土壤環境基準値以下に不溶化する研究を行った。微量有害重金属で問題になっているのは、As、Se の溶出でこれらの物質の溶出防止には硫酸第一鉄とチオ硫酸ナトリウムが有効であった。下水汚泥焼却灰への添加量は、原灰の溶出量によって変える必要があるが原灰で As が $0.3\text{mg}/\ell$ 、Se が $0.45\text{mg}/\ell$ 溶出している焼却灰で硫酸第一鉄 3%、チオ硫酸ナトリウム 1% で溶出を防止できた。安定化のためには加熱処理が有効で加熱温度は焼却灰の近くの雰囲気温度で $150\sim 200^\circ\text{C}$ の条件で 30 分程度の加熱処理が必要であった。従来の石灰添加や鉄塩に比較して酸性雨に対しても経時的な安定性を備えた処理方法であり土壤環境基準を満足した。

ベンチスケール規模の実験でもラボテスト同様に溶出防止の効果の確認ができた。将来装置化する場合は、加熱時に吸引を行った方が良く吸引量は空塔速度 $0.02\sim 0.05\text{m}/\text{sec}$ での吸引が効果的であった。

参考文献

- 1) (社)日本下水道協会, 下水道資料集, 汚泥の有効利用, 下水汚泥の処理処分状況, 平成 18 年度, 2007
- 2) 加藤博行, 林幹雄, 下水汚泥焼却灰からのひ素およびセレン溶出抑制対策について, 再生と利用, Vol. 27, No. 103, 93-97, 2004
- 3) 森田弘昭, 川嶋幸徳, 池田祐一, 下水汚泥の焼却にともなう As および Se の挙動に関する実態調査, 環境技術, Vol. 32, No. 11, 912-920, 2003
- 4) 森田弘昭, 下水汚泥の焼却にともなう As および Se の挙動に関する実態調査, 土木技術資料, 46-2, 54-59, 2004
- 5) 井野場誠治, 下垣久, 石炭灰中の砒素・セレンに関する溶出特性の検討, (財)

- 電力中央研究所報告, 研究報告 U03064, 1-8, 2004
- 6) 川井英夫, 伊熊信男, 米山利行, 下水汚泥焼却灰の重金属不溶化処理技術について, 横浜市環境科学研究所報第 33 号, 2009
 - 7) 石黒三郎, 製錬廃煙から砒素の回収とその利用, 浮選, Vol. 60, 129-134, 1976
 - 8) 厚労省厚生科学審議会, 物質特定情報, 水質基準案の根拠資料について, 2003
 - 9) Perry, R. H. ; Green, D. W. ; Perry' s Chemical Engineer' s Hand Book 7th Edition, 3-7~3-45, 1997
 - 10) 独立行政法人土木研究所, 建設工事における自然由来重金属等含有岩石・土壌への対応マニュアル, 土木研究所資料 Vol. 4156, 2010
 - 11) 独立行政法人製品評価技術基盤機構, 財団法人化学物質評価研究機構, 化学物質の初期リスク評価書 砒素及びその無機化合物, Ver. 1. 0, No. 130、化学物質排出把握管理促進法政令番号 : 1-252, 2008
 - 12) 森田弘昭, 下水汚泥の焼却にともなう A s および S e の挙動に関する実態調査, 土木技術資料 46-2, (財) 土木研究センター, 54-59, 2004
 - 13) 森田弘昭, 汚泥中 A s および S e の熱力学特性, 土木技術資料 46-3, (財) 土木研究センター, 50-55, 2004
 - 14) 小菅博明, 伊熊信男, 西山寛, 焼却中の重金属不溶化処理技術の開発, 横浜市環境科学研究所報 Vol. 31, 2007
 - 15) 土手裕, 関戸知雄, 廃棄物からの長期的重金属溶出に関する研究, 北海道大学第 13 回衛生工学シンポジウム論文集, 107-110, 2005
 - 16) 福永勲, 伊東尚夫, 澤地寛, ごみ焼却飛灰の無害化処理のための重金属類の溶出要因の検討, 廃棄物学会論文誌, Vol. 7, No. 1, 28-35, 1996
 - 17) 独立行政法人 土木研究所, 建設工事で遭遇する地盤汚染対応マニュアル, 鹿島出版社, 2004
 - 18) 武田聖司, 木村英雄, モンテカルロ法による地球科学計算コードを用いたセレン及びネプツニウムの溶解度の不確かさ解析, JAEA-Research 2006-069, 日本原子力研究開発機構, 1-16, 2009
 - 19) 国立天文台, 理科年表, 丸善株式会社, 第 83 冊, 2010
 - 20) 緒方孝次, 杉山佳孝, 北村清明, 坂本達哉, 重金属類を溶出抑制した焼却灰の資源化調査, 東京都下水道局技術調査年報, 273-284, 2003

9 章 循環流動層炉の研究

9-1 緒言

1985 年頃から多段炉に変わり普及し始めた下水汚泥流動層炉は 2003 年時点で全炉の 80%以上を占め、基数で 224 基¹⁾に増加している。下水汚泥脱水機もベルトプレス脱水機からスクリープレス脱水機へと機種変更は進んでいるが、汚泥中の有機物の増加等により難脱水汚泥になっており汚泥の含水率は高い。そのため焼却処理する際に補助燃料が必要である状況は変わっていない。補助燃料として使用している石油資源に代えて大量に存在する熱量の高い固形廃棄物で代用すれば枯渇に向かっている石油資源の使用量を最小限に抑えることができると共に固形廃棄物を安全に処理することにもつながる。

固形廃棄物の焼却には、攪拌混合と比較的長い燃焼時間が必要でありキルン炉やストーカ炉が多く用いられており、揮発燃焼分が多く燃焼時間の短い汚泥燃焼に適している気泡流動層が、必ずしも適しているとは言えない。そこで固定炭素の多い石炭を燃料にする石炭燃焼ボイラで広く用いられている循環流動層に着目した。

循環流動層は、固形未燃物を循環粒子(砂)とともに炉内を循環させ完全燃焼させる特徴があり、燃焼速度の遅い固形物の燃焼に適している。固形物と性状が大幅に異なり揮発性炭素が多く、水分の高い下水汚泥を問題なく循環流動層で焼却できるかどうかの確認を実施した報告は多くあり^{2), 3), 4), 5), 6)}、下水汚泥と石炭あるいは木材^{7), 8)}、し渣⁶⁾を混合焼却しているケースは報告されているが、下水汚泥と固形廃棄物を混合焼却(混焼)した報告は海外を含めても少ない。循環流動層で下水汚泥と固形廃棄物を混焼し燃焼状況、排ガス性状に問題なければ石油燃料の代替燃料として固形廃棄物を用いることが可能となり時代にマッチした処理フローの構築になる。

本研究は、循環流動層炉テストプラントを用い下水汚泥単独で燃焼テストを実施し、基本特性の把握と循環流動層の特徴である砂循環量の算出を行い、流動砂の粒径による燃焼特性と排ガス特性の差異を調査した。その結果に基づきスケールアップを行い実機に適用した結果についてまず述べる。下水処理場に焼却炉を設置する場合には大量の下水処理水があり焼却炉排ガスは湿式脱硫が一般的であるが、設置場所が下水処理場以外の場合は、処理水などが無いので乾式脱硫が必要になる。石油燃料の代替燃料として固形廃棄物との混焼を行う場合には必ずしも下水処理場に炉を設置するとは限らないので、次に乾式脱硫について研究を行った。最後に石油燃料を一切使用しないで補助燃料の代りに必要量の固形廃棄物を用いて下水汚泥を焼却した(混焼)研究結果について述べる。

9-2 下水汚泥単独燃焼

9-2-1 パイロットプラント実験

下水汚泥単独燃焼で気泡流動層と比較して高負荷燃焼が可能であるかどうかを確

認し、排ガスデータを含めて、実機設計のデータを収集すること目的にしてパイロットプラントを建設して実験を行った。

(1) 実験装置

図 9-1 にパイロットプラントで使用した循環流動層炉の概略構造図を図 9-2 にフローシートを示す。

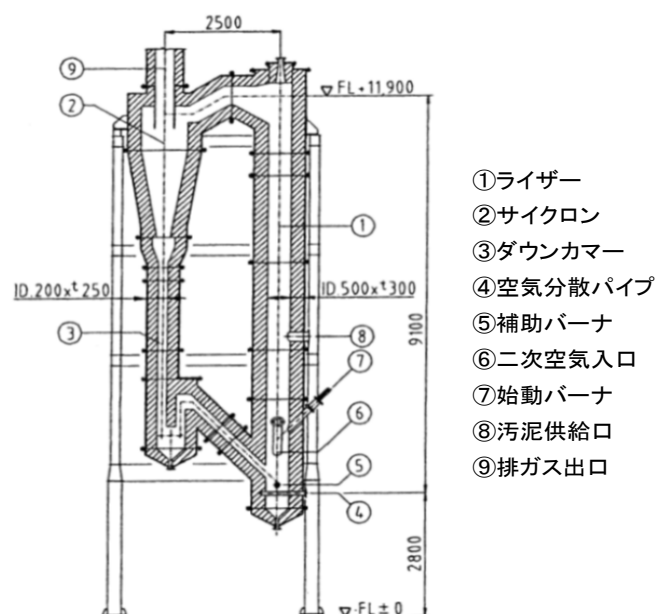


図 9-1 循環流動層炉構造図

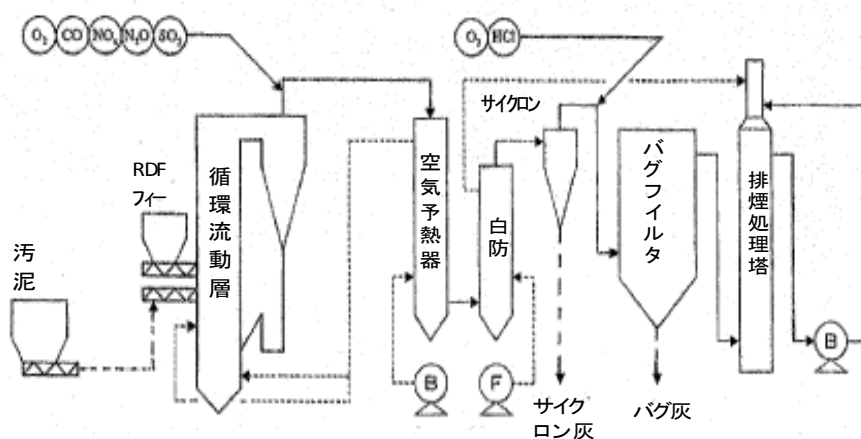


図 9-2 フローシート

ライザー内径φ500mm、有効炉高9.1m、ダウンカマー部内径φ200mmとし、ダウンカマー下部の構造は砂循環量の制御を容易にするためにループシールを採用した。燃焼用空気は空気予熱器で500℃程度に予熱した後、ライザー下部④から吹

き込む1次空気と、濃厚層(気泡流動床炉での砂層に相当)上部⑥から吹き込む2次空気に分岐して供給した。補助燃料は灯油を使用し、始動バーナを濃厚層上部⑦に、補助バーナを濃厚層下部⑤に配置している。脱水汚泥は圧送ポンプにより汚泥投入口⑧よりライザー①内部に切り出される。投入された脱水汚泥は蓄熱した流動砂と混合し、乾燥、熱分解ガス化を経て燃焼し焼却灰となる。生成した焼却灰と燃焼排ガスは、サイクロン②で流動砂と分離された後炉外に排出される。捕集された流動砂はダウンカマー部③を通り再度ライザー下部へ循環供給される。炉出口(サイクロン出口)⑨より排出された燃焼排ガスは、空気予熱器、サイクロン、バグフィルタ、湿式スクラバを経て煙突から系外へ排出される。

(2) 実験方法

実験に用いた汚泥性状を表 9-1 に示す。
流動媒体は、5 号硅砂(代表粒子径 0.5mm)と
6 号硅砂(代表粒子径 0.3mm)をそれぞれ 700
kg 用い、それぞれ別途に実験を行った。

表 9-1 汚泥性状

項 目	分析結果
汚泥種類	高分子汚泥
含水率	78.9 %
低位発熱量	16.8 MJ/kg
有機物量	79.6 %

(3) 排ガス分析方法

排ガスの分析は計器による連続測定を主におこなった。(DXN、ばいじん除外)
各計器は下記の装置を使用した。

炉出口—O₂(磁気式)、NO_x(化学発光式)、CO、SO₂、N₂O(赤外線吸光式)

バグフィルタ入口—O₂(磁気式)、HCl(双塩素イオン電極式)

DXN—JISK0311(1999)：排ガス中のダイオキシン類の測定法

ばいじん—JISZ8805：排ガス中のダスト濃度測定法

9-2-2 実験結果と考察

(1) 汚泥焼却性能

表 9-2 に 5 号硅砂を用いたパイロットプラントでの運転結果、表 9-3 に熱収支、図 9-3 に空気の分散部の高さを 0m としたライザー部高さ方向の温度と圧力分布を示した。図 9-3 の圧力分布から 2~3m の高さまでが、濃厚層であると考えられる。炉内の温度差は、10~20℃以内とほぼ均一な温度分布を示しており、循環砂による炉内の熱循環量が大きいことを示唆していた。

燃焼状態は、表 9-2 に示している様に炉出口(サイクロン出口)温度 847℃、炉出口 O₂ 濃度 6.3%(空気過剰率 1.43)の条件で炉出口 CO 濃度は、平均 24ppm (O₂12%換算)でありほぼ可燃性ガスは完全燃焼していると考えられる。またバグフィルタで回収した焼却灰の熱灼減量は、0.76%であり固形物中の固定炭素などもほぼ完全に燃焼している。

排ガス中の NO_x 濃度は、高分子汚泥を焼却した場合の気泡流動層炉(30ppm 以下)⁹⁾と差異はなく、N₂O 濃度は気泡流動層炉(約 150~300ppm)¹⁰⁾と比較して低い値であった。

表 9-2 運転データ

項 目	運 転 データ
汚泥投入量	325 kg/h
燃焼用空気量	680 Nm ³ /h
排ガス量	1150 Nm ³ /h
助燃オイル量	18.9 l/h
空塔速度(排ガス基準)	6.2 m/sec
燃焼用空気温度	530 °C
炉内平均温度	853 °C
炉内平均温度差	15 °C
炉出口温度	847 °C
炉出口O ₂ 濃度	6.3 %
炉出口CO濃度	24 ppm
炉出口NO _x 濃度	21 ppm
炉出口N ₂ O濃度	155 ppm
炉出口SO _x 濃度	331 ppm
焼却灰熱灼減量	0.76 %

表 9-3 熱収支

項 目	熱 量	
	10 ⁴ KJ/h	%
入 熱		
汚泥	115.4	51.0
燃焼用空気	47.5	21.0
補助燃料	63.4	28.0
計	226.3	100.0
出 熱		
汚泥水分蒸発潜熱	63.0	27.8
焼却灰顕熱	0.8	0.4
排ガス顕熱	137.3	60.7
炉放熱損失	25.2	11.1
計	226.3	100.0

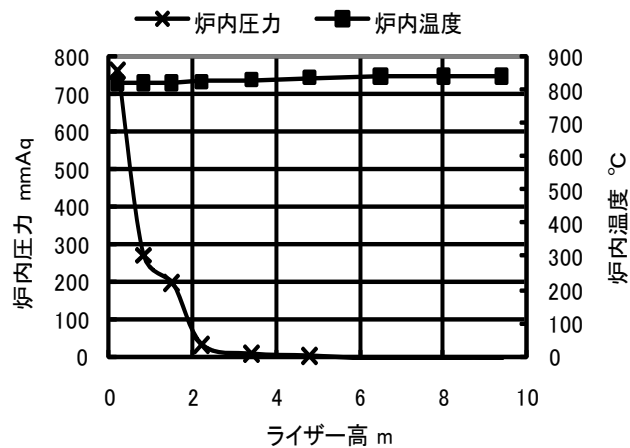


図 9-3 ライザー高さと炉内圧力・温度分布

表 9-4 気泡流動層と循環流動層の比較

		気泡流動	循環流動
炉内滞留時間	sec	約 5	約 2
砂層部流速	m/sec	0.6~1.2	4~6
フリーボード部流速	m/sec	0.5~0.7	4~6
炉床汚泥面積負荷	kg/m ² h	200~300	1650~1800
炉床水分面積負荷	kg/m ² h	200~280	1300~1350
熱負荷(容積負荷)	KJ/m ² h	100~250万	710~760万
焼却灰強熱減量	%-ds	0.6	0.78

表9-4に炉の基本設計数値について気泡流動層炉と循環流動層炉とを比較した値を示す。気泡流動層炉と比較すると循環流動層炉は、炉床汚泥面積負荷で5～8倍、容積当たりの熱負荷で3～7倍の高熱負荷を取れる。

炉内の温度差が少なく高熱負荷の値をとることが出来るのは、砂の循環量の多さに因ることが最大の原因と推察されるので砂の循環量を計算式により求め熱移動量の推定値を求めた。

(2) 循環砂による熱移動量

砂循環に伴う循環熱量を求める為に Tanaka-Shinohara の式^{11), 12)}を用いて粒子循環流速を求める。流動媒体は5号硅砂、代表粒子径=0.5mm、表-2の運転データを用いる。

$$G_s = 4.6 \times 10^{-2} \times \sqrt{\frac{(U_0 - U_t)^2}{g \times D_p}} \times R_{et}^{0.3} \times \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)^{0.15} \quad (1)$$

G_s : 粒子循環流束 $\text{kg/m}^2\text{sec}$ 、 U_0 : 空塔速度 m/sec 、 U_t : 終末速度 m/sec 、
 D_p : 粒子径 m 、 R_{et} : 終末速度のレイノズル数

ρ_p : 粒子密度 kg/m^3 、 ρ_f : ガス密度 kg/m^3 、 μ : 流体粘度 $\text{kg/m} \cdot \text{sec}^2$

ガス温度を 853°C としてアルキメデス数 (Ar)¹²⁾ を先ず求めて Re を算出する。流体粘度は、 $800, 900^\circ\text{C}$ の文献値¹³⁾ から線形補間して求めた。

$$Ar = \frac{D_p^3 (\rho_p - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (2)$$

$D_p = 0.0005\text{m}$ 、 $\rho_p = 2.56 \times 10^3 \text{kg/m}^3$ 、 $\rho_f = 0.314 \text{kg/m}^3$ at 853°C

$\mu = 4.57 \times 10^{-5} \text{kg/m} \cdot \text{sec}^2$ at 853°C 、 $Ar = 1500$ となり

Allen 域である。 $104 < Ar < 9.43 \times 10^4$ (3)

Ar 域での Re 数

$$Re = 0.261 Ar^{2/3} \quad (4)$$

$Re = 34$

Allen 域での完全球形粒子の終末速度 (U_{ts}) は(5)式で表わされる¹⁴⁾。

$$U_{ts} = D_p \times \sqrt[3]{\frac{4g^2(\rho_p - \rho_f)^2}{225\rho_f\mu}} \quad (5)$$

$U_{ts} = 4.60 \text{ m/sec}$

流動砂の形状係数 ϕ_s は国井の値¹⁵⁾ を採用する。

$$\phi_s = 0.861 \quad (6)$$

非球形粒子については、 $\phi_s = 0.2 \sim 1.0$ 、 $Re = 10^{-2} \sim 10^3$ の範囲で次の式に近似できる^{11) 16)}。

$$U_t = U_{ts}/f^{1/2} \quad , \quad f = 1 + 5 \times (1 - \phi_s) \times Re^{0.22} \quad (7)$$

5号硅砂の終末速度(U_t)は、次のようになる。

$$U_t = U_{ts} / ((1 + 5 \times (1 - \phi_s)) \times Re^{0.22})^{1/2} \quad (8)$$

$$= 2.39 \text{ m/sec}$$

空塔速度は入口と出口風量の平均値をとると

$$U_0 = (680 + 1150) / 2 \times (273 + 853) / 273 / 3600 / (\pi \times 0.5^2 / 4) \quad (9)$$

$$= 5.3 \text{ m/sec} \quad (1) \text{式に代入すると}$$

$$G_s = 5.52 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{sec}$$

内径 $\phi 500\text{mm}$ の断面積を掛けると粒子循環流速を求めることが出来る。

$$\text{粒子循環流速} = 1.08 \text{ kg/sec} = 3899 \text{ kg/h} \quad (10)$$

砂投入量が700kgであり流動砂は、時間当たり約5.5回炉内を循環していることになる。この流動砂の移動に伴う熱移動量(Q_{st})は、砂の比熱を1.05KJ/kg \cdot °Cとすると次の様になる。

$$Q_{st} = 1.05 \times 3899 \times (853 - 20) = 332.8 \times 10^4 \text{ KJ/h} \quad (11)$$

この循環砂の熱移動量は、表9-3に示した排ガス持出し顕熱の2.5倍、汚泥水分蒸発潜熱の5倍に相当する。この様に大きな熱移動が循環砂によって行われていることにより炉内温度の均一性が保たれていると考えられる。

(3) 流動媒体の粒径

最適な砂の粒子径を求めるために5号硅砂と6号硅砂との物性値と循環量の比較を表9-5に示す。

表9-5 5号・6号硅砂の循環量 at850°C

	単 位	5号硅砂	6号硅砂
代表粒子径	mm	0.5	0.3
Ar数	—	1500	324
Re数	—	34	12
完全球体終末速度	m/sec	4.60	2.76
終末速度	m/sec	2.39	1.61
粒子循環流速	kg/m ² ·sec	5.52	6.66
粒子循環量	kg/h	3899	4706
循環熱量	MJ/h	3328	4017

5号砂と6号砂の終末速度には1.5倍、粒子循環量に1.2倍程度の差がある。この違いによって循環流動層の処理量に大きな幅を持たすことができる。例えば、5号硅砂を用いることにして表9-4に示す設計値に基づき砂層部流速を5m/secで設計した場合、処理量を設計値の1/2にすると必要空気量が約1/2になるために砂層部流速は単純計算で2.5m/secとなり、5号硅砂の終末速度とほぼ同じ流速になり砂循環が不安定になり、通常70%程度までしか処理量を落とすことができない。その様な場合、砂を5号から6号に入れ替えると6号の終末速度は、1.6m/secであり処理量を1/2に下げても安定した砂循環ができ処理が可能となる。(逆に処理量を上

げる場合は、炉以外の装置の余裕能力で決まるので考慮外とする。)

下水汚泥を焼却する循環流動層炉にどちらの粒径が望ましいかを確定するために同じ条件下で運転を行い燃焼特性、排ガス性状の比較を行った。

(4) 流動媒体の粒径と排ガス性状

ライザー、ダウンカマーを循環する流動砂の粒径を変えて5号・6号硅砂で燃焼実験を行った。図9-4に流動媒体、サイクロンで回収した灰、バグフィルタ灰の粒度分布を示す。灰の粒度分布について有意差はなく、5号、6号共に灰中の強熱減量分が1%以下であり炉内で十分な燃焼が行われていると考えられる。

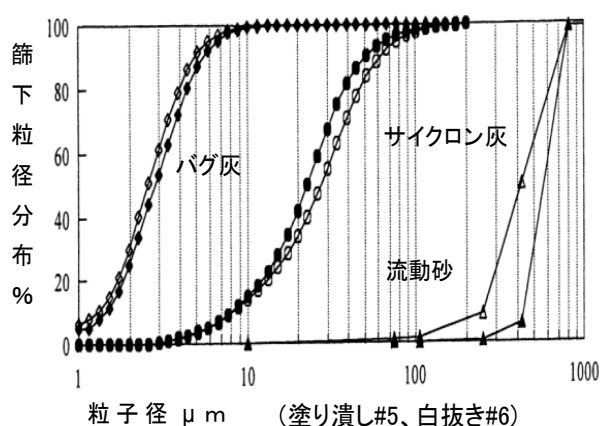


図9-4 流動砂と灰の粒径分布

図9-5, 9-6にライザー部の燃焼状況を把握する為に行ったライザー部高さ方向の排ガス濃度変化を原濃度で示している。図9-5は5号硅砂、図9-6は6号硅砂を用いた場合の排ガスの濃度変化である。ライザー部の9m地点での排ガス中の O_2 、CO、 NO_x 、 N_2O 濃度比較を表9-6に示す。5号硅砂の実験では O_2 濃度が高いが NO_x が僅かに低く、逆に N_2O は高い。COは、 O_2 が高い影響を受けているのか6号硅砂の実験よりは低い、パーセントオーダで存在している。5号と6号硅砂の排ガス性状を比較すると N_2O 以外は若干5号硅砂に優位性があった。

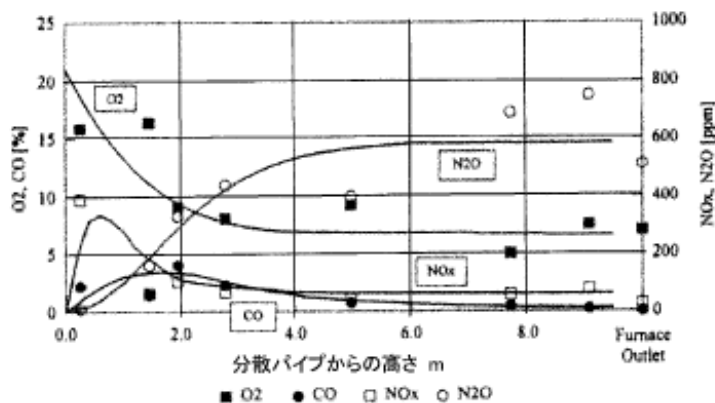


図9-5 ライザー高さ方向の排ガス分析(5号)

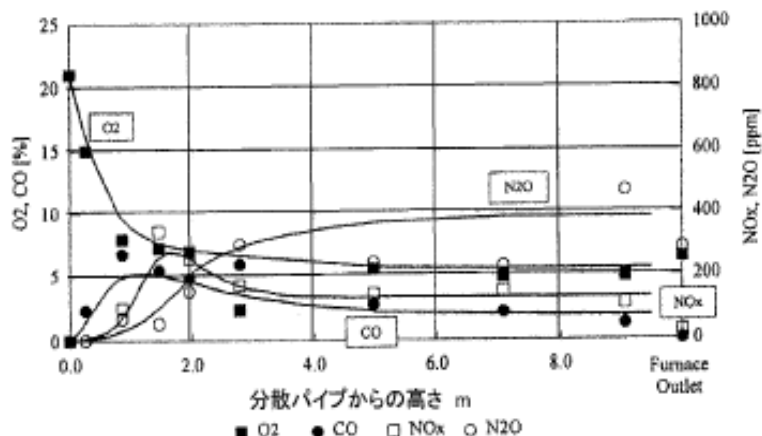


図 9-6 ライザー高さ方向の排ガス分析(6 号)

表 9-6 排ガス性状比較(ライザー9m 位置)

	単 位	5号硅砂	6号硅砂
O ₂	%	7	5
CO	%	0.5	0.9
NO _x	ppm	50	100
12%O ₂ 換算		32	56
N ₂ O	ppm	580	390

O₂、CO の挙動から燃焼の大部分はライザー下部から 3m 程度までの濃厚層で起こっており、NO_x、N₂O は下部から 6m 程度で安定している。CO の減少には 8~10m 程度のライザー高さでも滞留時間・ガス攪拌は不足しており約 1% の高濃度であるが、外部循環用サイクロンで激しく攪拌されて、炉出口で 30ppm 以下に大幅に下がる傾向にある。NO_x についてもこの部分でライザー上部の値から 1/2 以下に下がっている。N₂O の下がり方は NO_x と比較すると少なく、この部分で N₂O の分解と NO_x などの酸化による N₂O 発生が同時に起こっていると推察される。

連続運転時には砂が摩耗し粒径が細くなることを考慮すれば粒径の大きな 5 号硅砂を使用する方が砂の寿命が長くなる。さらに排ガス性状に若干の優位性がある点、設計処理量の 1/2 運転を 5 号から 6 号に硅砂を替えることにより実現できる点を考慮して、5 号硅砂を用いることにした。(これ以降のデータは全て 5 号硅砂のデータである。)

(5) 炉内温度と空気過剰率の影響

図 9-7, 9-8 に炉内温度と空気過剰率による排ガス性状の影響を示す。CO、N₂O は、温度上昇に伴い濃度が下がり、空気過剰率の上昇と共に N₂O は上昇傾向に、CO 大幅に減少傾向にある。この傾向は、気泡流動層と全く同じであり石炭の循環流動層炉とも同じ傾向にある¹⁷⁾。

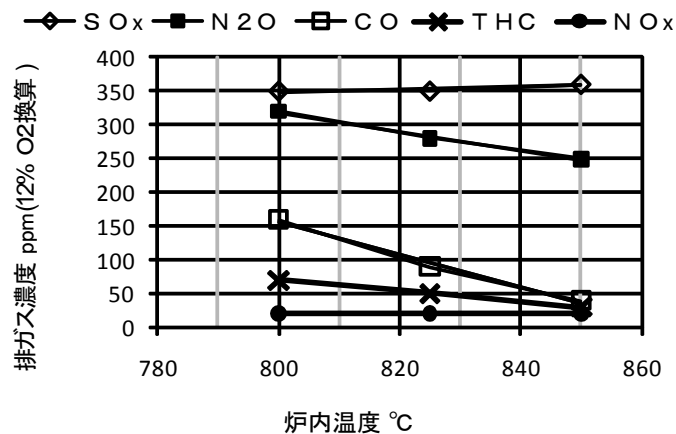


図 9-7 炉内温度と排ガス性状

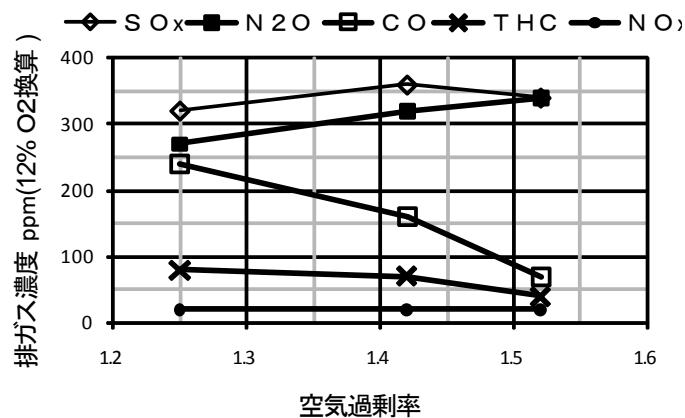


図 9-8 空気過剰率と排ガス性状

9-3 実機での運転結果

表 9-7 の汚泥を処理する設計能力 60 t / 日の循環流動層炉を納入した。炉本体は、ライザー内径 $\phi 1.5\text{m}$ × 高さ約 13m、ダウンカマー内径 $\phi 0.3\text{m}$ の炉形状である。

表 9-8, 9 に主なデータを示す。常時データを収集しながら運転するパイロットプラントと異なり実機では脱水汚泥の含水率等の変動を考慮して空気過剰率は、1.59 とやや

高めの設定を行って運転を行っている。炉内温度差は最大で 15℃であり砂循環の効果は発揮され炉内温度は安定している。ライザー下部の空気分散パイプから炉に供給する一次空気とライザー中部に供給する二次空気の比率は、65 : 35 程度で二段燃焼を行うことにより通常の気泡流動層⁷⁾以上に NOx 濃度は低かった。CO, ダイオキシン濃度も低い。脱水汚泥の含水率が多少高めであり、補助燃料使用量が脱水汚泥

表 9-7 汚泥性状

項 目	分析結果
汚泥種類	高分子汚泥
含水率	81.1 %
低位発熱量	16.1 MJ/kg
有機物量	69.8 %

1t 当たり約 600/h 必要としている。同じ規模の気泡流動層と比較すると炉外面の表面積が気泡の約 170m² に対して循環はダウンカマー部を入れても約 140m² と少ない。同じ条件で熱収支のシュミレーションを行うと気泡の放熱損出 6%に対して循環は 5%になり補助燃料使用量も気泡の脱水汚泥 1t 当たり 630/hr より僅かに低い使用量になった。

表 9-8 炉内温度・面積負荷

ライザー下部温度①	℃	871
ライザー下部温度②	℃	872
ライザー中部温度①	℃	870
ライザー中部温度②	℃	880
ライザー上部温度①	℃	877
ライザー上部温度②	℃	886
ダウンカマ下部温度	℃	884
ダウンカマ上部温度	℃	880
炉出口温度	℃	881
燃焼用空気温度	℃	656
補助燃料使用量	L/h	151
脱水汚泥処理量	kg/h	2510
炉床汚泥面積負荷	kg/m ² h	1420
炉床水分面積負荷	kg/m ² h	1150

表 9-9 排ガス性状

項 目	単 位	炉出口	バグ出口	排煙出口	煙突
温度	℃	881	182	25	168
酸素濃度	%	7.8	9.0	9.0	16.1
一酸化炭素	ppm	22	—	—	<3
ばいじん	12%換算g/Nm ³	26	0.838	<0.001	<0.001
硫黄酸化物	12%換算ppm	500	500	<4	<4
窒素酸化物	12%換算ppm	9	—	—	<10
塩化水素	12%換算mg/Nm ³	35	13	<6	<10
ダイオキシン	ng-TEQ/Nm ³	—	—	—	0.0000056

炉床汚泥面積負荷、水分面積負荷が表 9-4 の値より 15%程度低い値になっているが、120%負荷運転を行う場合があり設計に余裕を待たせているためで 120%運転時には汚泥・水分面積負荷は表 9-4 の値とほぼ同じになった。

各データから判断して気泡流動層と遜色なく下水汚泥焼却分野への適応は充分可能である結論を得た。

9-4 固形廃棄物との混焼³⁾

下水汚泥と他の固形廃棄物との混合焼却では 2 つの実験を行った。焼却炉を下水処理場内に設置する場合は、下水処理水が多量にあり排ガス中の脱硫処理は湿

式が一般的である。しかし他の固形廃棄物との混焼で炉を下水処理場に設置しない場合や汚泥を広域処理する場合は湿式で使用する処理水の量が不足することが予想され、乾式脱硫処理が必要である。循環流動層における下水汚泥の炉内脱硫に関して、詳しく報告された例はない。このことから混焼実験の前に下水汚泥単独で乾式脱硫処理を実施し有効性を確認することを第一の目的とした。

次に、気泡流動層炉や循環流動層炉の実機プラントでは補助燃料(A 重油)使用量が、脱水汚泥 1t 当たりに換算して約 600 必要である。他の固形廃棄物を用いて、石油系燃料の代替として用いることができれば、極めて有益である。本研究では、廃棄物主体の固形燃料 (Refuse Derived Fuel: RDF) との混焼で補助燃料を使用しないで燃焼できる技術確立を計ることを第二の目的とした。

9-4-1 実験装置および実験方法

(1) 実験装置

実験は、下水汚泥単独の燃焼実験と同じ実証プラント(図 9-1, 9-2)で実施し、流動媒体は 5 号珪砂を用いた。

(2) 炉内脱硫

高分子系脱水汚泥で同一下水処理場より冬季 3 週間の間に二度に分けて採取した下水汚泥を用いた。汚泥性状はほぼ同一であり硫黄分は、固形物当り約 0.9%, 低位発熱量 18.2MJ/kg (4352kcal/kg), 含水率 79%, 灰分 17%であった。石灰石 (CaCO_3) は、表 9-10 に示す様に粒径が異なる 3 種類 (A、B、C) の石灰石を使用し定量フィーダから切り出し空気輸送によりライザー一部の底部より吹き込んだ。実証プラントの運転は、下水汚泥単独運転時とほぼ同じ条件である下水汚泥投入量 320kg/h、炉出口空気比 1.5、炉内温度 850℃を目指して操炉した。

表 9-10 石灰石の性状

項目	単位	石灰石		
		A	B	C
比表面積	cm^2/g	50500	1288	200
平均粒度	μm	2	36	1010
純度	%	98.4	98.1	98.4

(3) 固形廃棄物との混焼

固形廃棄物として一般廃棄物系の RDF を用い、 $\phi 25\text{mm} \times (15 \sim 50\text{mmL})$ のペレット状の形状とペレットを破砕したフレーク状の形状の 2 種類を用いて RDF の形状による燃焼状況の差を調査した。RDF は、図-2 に示している様に汚泥投入口の上部より単独で投入した。下水汚泥は、炉内脱硫で用いた同じ処理場の汚泥を用いた。表 9-11 に汚泥と RDF の性状を示す。固形物当たりの発熱量、有機物量は似ているが含水率の差により湿りベースの発熱量は約 12 倍 RDF が高く、窒素含有量は約 7

倍汚泥が高い。

表 9-11 下水汚泥と RDF 性状

項 目	単位	下水汚泥	RDF
含水率	%	80.5	5.4
可燃分	%	81	87.1
低位発熱量 (Dry)	MJ/kg	17.2	16.5
(Wet)	MJ/kg	1.3	15.5
C	%Dry	44.4	43.7
H	%Dry	7.5	6.3
N	%Dry	6	0.9
O	%Dry	22.4	36.2
S	%Dry	0.6	<0.05
CL	%Dry	0.1	0.5

(4) 分析方法

排ガスの分析は、下水汚泥単独燃焼時の実験と同じで計器による連続測定を主におこなった。各計器は下記の装置を使用した。

炉出口— O_2 (磁気式)、 NO_x (化学発光式)、 CO 、 SO_2 、 N_2O (赤外線吸光式)

バグフィルタ入口— O_2 (磁気式)、 HCl (双塩素イオン電極式)

9-4-2 結果と考察

(1) 炉内脱硫

石灰石添加時の運転データは、汚泥中の全硫黄と石灰石中のカルシウムとのモル比 $Ca/S=3$ 前後を代表例として運転結果を表 9-12 に示す。排ガス濃度は $12\%O_2$ 換算値で示した。炉内脱硫率 ($R: \%$) を次の様に定義し、石灰石モル比と脱硫率との相関を図 9-9 に示す。

$$R = (F_0 - F_1) / F_0 \times 100 \quad (11)$$

F_0 : 石灰無添加時の炉出口 SO_x 排出量 $kmol/h$

F_1 : 石灰添加時の炉出口 SO_x 排出量 $kmol/h$

石灰石の供給量が同じであれば粒径の細かい程脱硫率が高い傾向が明確に現れている。石灰石 A は、 $Ca/S=3$ で 90% 以上、 $Ca/S=3.3$ で 99% の脱硫率になった。脱硫反応は、気固反応であり石灰石の表面積が反応に寄与すると推定された。そこで石灰石の供給量と比表面積から反応初期表面積を計算し、脱硫率との関係を図示したのが図 9-10 である。強い直線性を示したが石灰石の種類毎の 3 本のグラフに分離し統一的な相関を得られず比表面積以外にも他の因子が働いていると推察された。その原因を粒子径の違いによる炉内滞留時間と反応時間の違いと考え図 9-11 に石灰種毎の経時変化を整理した。

石灰石 A を $Ca/S=3$ の条件で添加すると炉出口 SO_x 濃度は急激に減少し約 30 分で安定したが、石灰石 B の場合同じ添加率で添加しても穏やかに SO_x 濃度が減少

し安定するのに約2時間掛かった。石灰石Cは、Ca/S=4.5の条件で添加しても安定するのに5～6時間掛かった。

表 9-12 炉内脱硫運転結果

項 目	単位	プロセス値			
		石灰石	石灰石A	石灰石B	石灰石C
		無添加時	添加時	添加時	添加時
石灰石供給量 Ca/S	—	0	33	28	25
汚泥投入量	kg/h	320	320	320	320
助燃オイル量	l/h	23.1	23.0	23.2	21.2
燃烧用空気量	Nm ³ /h	680	680	680	680
一次空気量割合	%	79	77	76	79
ライザー空塔速度	m/sec	6.3	6.2	6.3	6.2
燃烧用空気温度	°C	474	479	484	475
炉内平均温度	°C	850	850	860	847
炉出口温度	°C	833	830	839	829
炉出口O ₂ 濃度	%	6.3	6.5	6.5	6.6
炉出口CO換算濃度	ppm	55	50	36	53
炉出口NO _x 換算濃度	ppm	18	32	27	29
炉出口N ₂ O換算濃度	ppm	235	173	187	215
炉出口SO _x 換算濃度	ppm	225	3	49	112
バグ入口SO _x 換算濃度	ppm	145	2	41	95
バグ入口HCl換算濃度	ppm	128	24	30	107

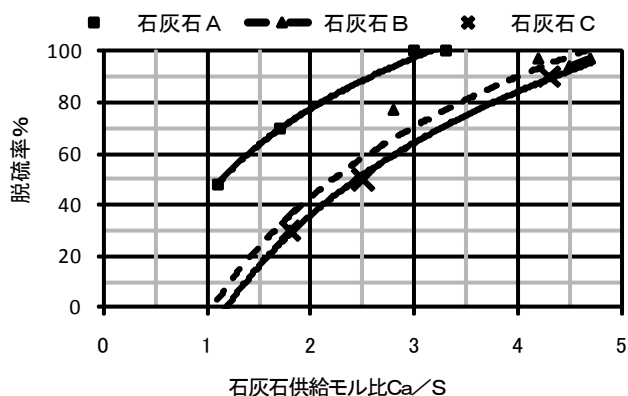


図 9-9 石灰石モル比と脱硫率

細かい石灰石は、炉内滞留時間は短い、比表面積が大きく供給直後に急速にSO_xと反応する。粒径の大きな石灰石は比表面積が小さいので供給直後のSO_xとの反応には限界があるが、流動媒体と共に炉内を循環することで石灰石粒子が割れ

や磨耗で未反応な新たな表面を生じ時間をかけて濃度低下を起こすと推察される。一般的に循環流動層が気泡流動層より Ca/S 供給モル比が少なくても高い脱硫率を示す^{7), 18)}とされている理由の一つと考えられる。

したがって炉内脱硫用の石灰石は、石灰石 A と C の両方の特性を有する多孔質で少し粗い粒子が理想的であると考えられる。

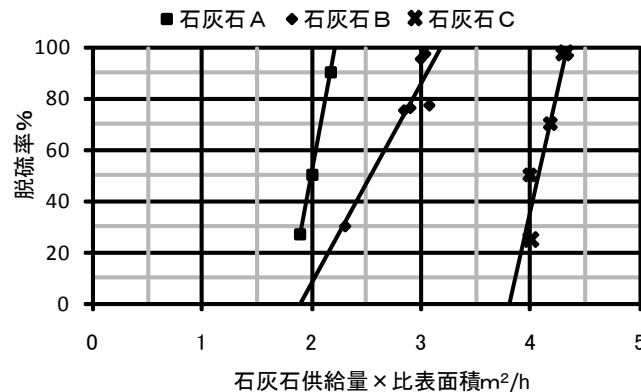


図 9-10 反応初期比表面積と脱硫率

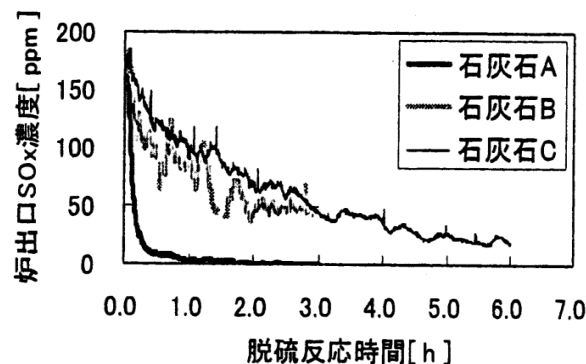


図 9-11 炉出口 SO_x 濃度の経時変化

図 9-12 に石灰石を添加した場合の他のガス成分への影響を示した。石灰石 A を用い、 NO_x 、 N_2O は炉出口濃度、 HCl はバグフィルタ入口濃度の $12\% \text{O}_2$ 換算値を示している。相関性は弱いだが NO_x は、増加傾向を示し N_2O は減少傾向を示している。石灰石は、酸化触媒になり NO を発生すること¹⁷⁾、 N_2O に対しては分解触媒として働くとの報告¹⁹⁾もあり定性的には同様の結果となった。 HCl に対しては排ガス温度低下時に未反応石灰石との反応が発生し低下傾向にあると考えられる。

$\text{Ca}/\text{S}=3$ 程度で粒径数ミクロンの石灰石添加は、他の排ガスへの影響は少なく、 SO_x 除去率 99% で湿式脱硫と遜色なく、石灰石による炉内脱硫は乾式脱硫手段として、下水汚泥へも適応可能である。

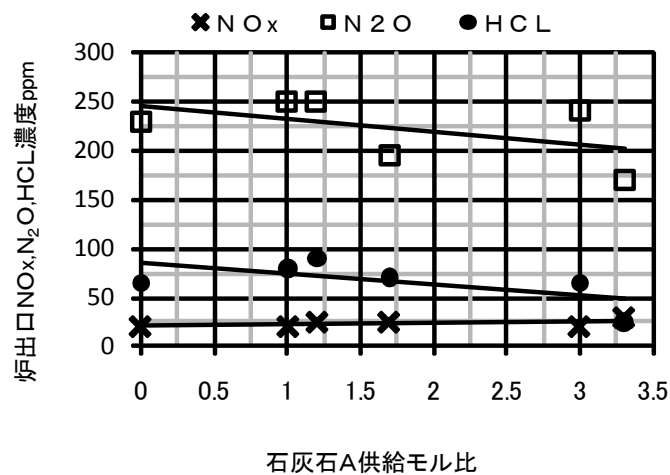


図 9-12 石灰石の排ガス成分への影響

(2) 固形廃棄物との混焼

下水汚泥単独および RDF 混合時の定常状態での焼却実験結果を表 9-13 に示す。

表 9-13 下水汚泥単独及び RDF との混合焼却結果

項 目	単位	汚泥 単独	RDF		
			① ペレット	② フレーク	
汚泥投入量	kg/h	350	350	350	350
R D F 供給量	kg/h	0	44	62	42
助燃オイル量	l/h	29	8.4	0	0
燃焼空気量	Nm ³ /h	748	750	743	754
燃焼空気温度	℃	495	514	518	506
炉内平均温度	℃	875	862	851	834
炉出口温度	℃	868	886	900	886
炉内温度差	℃	19	35	61	68
炉出口 O ₂ 濃度	%	4.6	5.2	4.7	4.9
炉出口 CO 濃度 (O ₂ 12%)	ppm	35	23	21	28
焼却灰強熱減量	%	0.52	0.74	0.81	0.78

下水汚泥単独焼却は、比較用データとして運転を行い、混焼時の汚泥投入量もこの運転での汚泥投入量(350kg/h)と同じ量を保った。助燃量を 0 とするために RDF は下水汚泥に対して、結果的に 1/6～1/8 混合した。ペレット状の RDF を燃焼する過程では汚泥、RDF、補助燃料と 3 種類の燃料を燃焼させたが(①のデータ)特に問題なく安定的に燃焼が可能であった。

表 9-13 のデータに基づき熱収支計算を行った結果を図 9-13 に示す。

Tanaka-Shinohara の式^{11), 12)}を用いて粒子フラックスを求めると約 6.04kg/m²・sec と

なり流動砂の時間当たりの循環量は 4260kg となる。この循環砂による熱循環量を求めると約 3700MJ/h と炉内入熱の約 140%に相当する熱量が循環していることになる。この大きな熱量を炉内に保有することにより負荷変動に強く安定的な燃焼が可能であると考えられる。

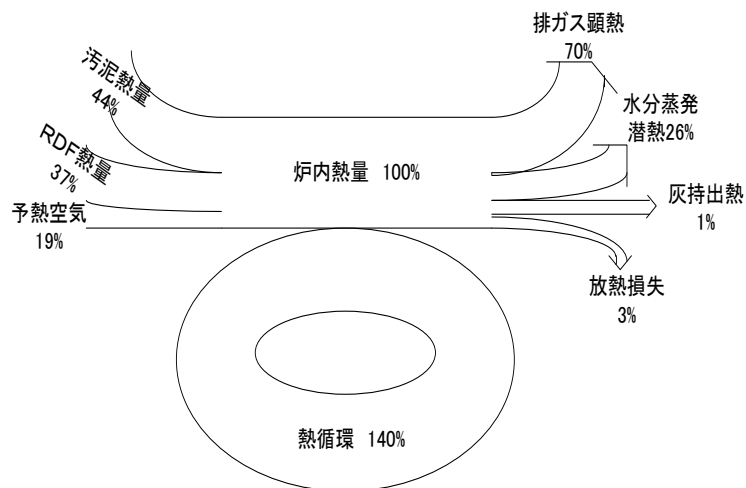


図 9-13 熱収支図

排ガス性状を表 9-14 示す。RDF 中の消石灰の触媒作用によって排ガス中の NOx が、RDF 無しの場合の 17ppm に対して 30～40ppm まで増加した。逆に SOx は、消石灰が脱硫剤として働き RDF 無しの場合と比較して 20%程度低くなっている。また RDF 中の塩素分の増加により HCl の増加が起こり汚泥専焼の 11ppm から最大 170ppm まで増加した。

排ガスの規制値上の問題は全くないが HCl、SOx の除外設備を設置すれば下水汚泥単独焼却と差異のない濃度で排出できる。腐食性の強い HCl の発生量が高いので装置の腐食、特に高温腐食については高温腐食領域を避ける設計が必要である。

表 9-14 排ガス性状(12%O₂換算値)

項目	単位	汚泥 単独	RDF ペレット	RDF フレーク
NOx	ppm	17	40	38
N ₂ O	ppm	130	80	110
SOx	ppm	250	200	220
HCl	ppm	11	170	120

図 9-14 にライザー高さ方向の温度を示す。RDF の混焼時には RDF 量が増加するに連れて、炉内温度より炉出口温度が増加する傾向にあり、固形炭素分の多い RDF の燃焼速度が遅いため未燃炭素分がサイクロンで攪拌され燃焼する割合が増加し

たと推定される。

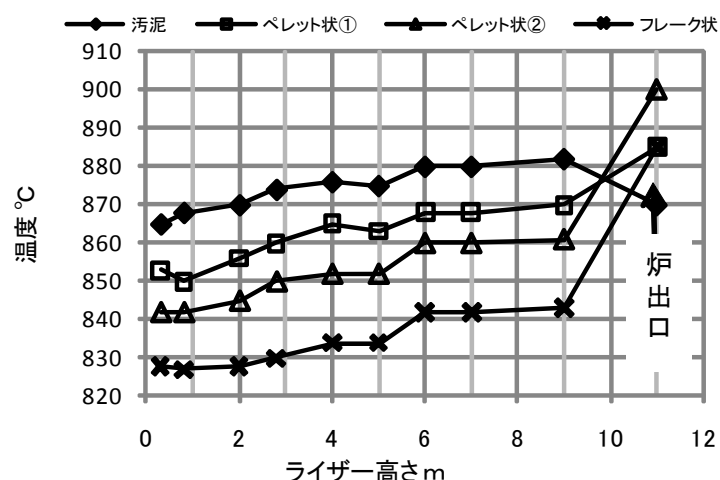


図 9-14 炉内温度分布

完全燃焼の指標となる焼却灰強熱減量は、単独・混合焼却いずれの場合も、1%以下で十分に燃焼していた。特にフレーク状の RDF は、飛散しやすいので未燃状態で炉外に飛散する懸念があり、表 9-13 に示している様に炉内温度差が 68℃と最も大きくなったが操炉上の問題やペレット状とフレーク状の形状の違いによる燃焼状態の有意差はほとんどなかった。

下水汚泥と RDF とを混焼する事により、助燃オイルを用いることなく省エネルギー化を図ることが可能であることが実証出来た。

9-5 結言

固形物を燃焼させる炉に最適な循環流動層炉を用いて下水汚泥を単独で燃焼させ炉内温度の均一化の確認や炉床負荷を確認した。炉内脱硫実験で乾式脱硫の除去率が高く下水汚泥の脱硫手段として適応できることが判明した。補助燃料の代替燃料として固形廃棄物を用いて燃焼実験を行い固形廃棄物が代替燃料に使用できることを確認した。

- (1) 循環流動層の砂による熱循環量は、炉排ガス持出し顕熱の約 2.5 倍、汚泥中の水分蒸発潜熱の 5 倍と大きくこの循環熱量により炉内温度の均一化が実現している。
- (2) 循環砂は、5 号 6 号硅砂で燃焼状況はほとんど変わらなかった。排ガス性状は、 N_2O 以外は 5 号硅砂の方が若干良く、砂の摩耗などを考慮すると 5 号硅砂が適している。
- (3) 60t/日の実機においてもテストプラント同様に気泡流動層の 3～7 倍の高い燃負荷で運転でき排ガス性状も気泡流動層と遜色ない。

- (4) 炉内乾式脱硫は、 $\text{Ca/S}=3.3$ で 99%の脱硫率が得られる。粒径は細かい方が反応が早く脱硫率も高い。
- (5) 固形廃棄物との混焼は、フレーク状でも固形化された廃棄物でも差がなく可能であり、重油等の補助燃料の代替燃料として充分使用出来る。
- (6) 粒子フラックスの推算式から求めた砂循環が大きくそれに伴う熱循環量も入熱に比較して大きく負荷変動に強い安定燃焼が可能であると考えられる。

参考文献

- 1) 国土交通省, 資源の道委員会, 資源のみち実現にむけて一報告書, 12-18, 2007
- 2) 田崎光雄, 横田修, 松川満兆, 高角章夫, 循環流動層炉の下水汚泥への適用, 第 2 回流動層炉シンポジウム発表要旨集, 142-149, 1996
- 3) 田崎光雄, 横田修, 高角章夫, 循環流動層炉の燃焼特性, 第 35 回下水道研究発表会, 945-947, 1998
- 4) 田崎光雄, 横田修, 高角章夫, 循環流動層炉による下水汚泥焼却, 産業と環境, 第 27 巻 6 号, 93-97, 1998
- 5) 中村章, 岩崎敏彦, 能登隆, 橋本久尚, 杉山暢之, 服部賢宏, 循環流動層炉の下水汚泥焼却炉への適用, NKK 技報 No. 176, 16-20, 3003
- 6) 吉ヶ江武男, 矢部幸彦, 和泉一也, 宮本博司, 下水汚泥への循環流動層炉への適用, EICA 第 7 巻第 2 号, 97-100, 2002
- 7) B. Leckner; L. E. Åmand; K. Lücke; J. Werther; Gaseous emissions from co-combustion of sewage sludge and coal/wood in a fluidized bed, Fuel, Vol. 83, 477-486, 2004
- 8) Lars-Erik Åmand; Bo Leckner; David Eskilsson; Claes Tullin; Deposits on heat transfer tubes during co-combustion of biofuels and sewage sludge, Fuel, Vol. 85, 1313-1322, 2006
- 9) 田崎光雄, 清水剛, 野島智之, 下水汚泥流動床の燃焼解析, 第 4 回 EICA 研究発表会, 240-243, 1992
- 10) 堀江信之, 吉澤正宏, 金森聖一, 下水汚泥焼却炉からの温室効果ガス排出削減対策に関する調査, 下水道新技術研究年報 (2/2), 2004
- 11) 堀尾正靱, 森滋勝, 循環流動層の特性, 流動層炉ハンドブック, 培風館, 97-111, 1999
- 12) Isamu Tanaka; Hisashi Shinohara; Hideharu Hirose; and Yasuhiro Tanaka; Elutriation of Fines from Fluidized Bed; Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 5 No. 1, 51-57, 1972
- 13) 尾花英朗, 熱交換機設計資料, 熱交換機設計ハンドブック, 工業図書版, 1972
- 14) 白井隆, 一粒の粒子の流体抵抗, 流動層, 科学技術社, 46-51, 1958

- 15) 国井大蔵, 粉粒体層の流動化, 流動化法, 日刊工業新聞社, 103-146
- 16) 鞭敵、森滋勝, 堀尾正靱、流動層の反応工学, 培風館, 13-34, 1984
- 17) Bo Leckner; Fludized Bed Combustion; Mixing and Pollution Limitation; Prog. Energy Combust. Sci. Vol24, 31-61, 1998
- 18) 細田英雄, 平間利昌, 気泡流動層石炭燃焼装置からの N_2O と NO_x の発生特性および循環流動層燃焼との比較, 北海道工業技術研究所報告 65 号, 14-20, 1996
- 19) 清水忠明, 石須一也, 小林定, 鹿田仁, 稲垣真, 流動層燃焼における汚染物質排出低減に関する研究, 日本エネルギー学会誌, 72, 189-198, 1993

10 章 おわりに

最後に各章で得られた成果の総括について述べる。

2 章は流動層を下水汚泥焼却炉に適用するための基礎研究であった。流動層を下水汚泥焼却炉に適用するにあたり含水率が高く発熱量の低い汚泥による流動障害を防止するなどを目的に基礎的な研究を行った。そのために汚泥焼却に適していると考えたテーパ型流動層の研究開発を行った。テーパ型流動層の研究報告などはほとんどなかったので、まず最小流動化速度、完全流動化速度などの基本数値が、文献などに記載されている円筒型流動層炉の計算式に適合可能かどうかをコールドモデルなどの実験で確認した。その結果、流動化速度の計算式は、円筒型の計算式を適用できることが判明した。また実用上の運転風速と考慮して定義した完全流動化速度は、テーパ型の方が円筒型より砂層上部で低い値となり空気量に換算すると円筒型の約 60%であることが実験によって判明した。テーパ型の砂層部の圧力損失は、砂層下部の分散板を底辺とする円筒形に入る砂の重量を分散板の断面積で割った値で求めることができた。分散ノズルの圧力損失は、従来の計算式から求めることが可能でありオリフィスタイプ、パイプタイプ共に実験によってオリフィス係数 $C=0.6$ を求めた。この値と Kunii の式を使用して設計圧力損失に対するノズルの開口率を求めて分散ノズルの設計が可能となった。次に唯一炉内にある機械部品である分散板のスケールアップの研究開発を行った。熱のかかる機器や部品の設計は、熱応力を如何にして逃がす構造にするかがポイントである。大型流動層炉の分散板は、炉内の下部に位置し 600℃の燃焼空気が通過するので熱的に最も過酷な条件である。その部分の構造を有限要素法による熱応力解析を用いて熱応力が最も低くなる形状設計を行い大型分散装置を開発した。

3 章は、流動層システムのエネルギー効率化を図る目的で行った研究であった。まず流動層炉に投入する汚泥の含水率を下げて流動層炉で効率的な燃焼を行うために乾燥－流動システムの研究開発、次に省エネルギーとクリーンな排ガス性状を適切な燃焼制御によって実現する研究開発を行った。炉に投入する汚泥の含水率を下げるために乾燥－流動方式の実験とデータ収集解析を行って直接脱水汚泥を投入する直接流動方式との比較検討を行った。その結果、乾燥－流動方式は直接流動方式と比較してランニングコストが大幅に安くなった。特に有機物(可燃物)の少ない汚泥の焼却に有利であり、60～70%の有機物を含有する汚泥を 100t/日処理する乾燥－流動方式は直接流動方式よりランニングコストが年間 1 億円安くなり、乾燥設備などの設備費の増加分は 6～7 年で回収できることが判明した。次に燃焼制御の研究開発は、熟練の運転員と専門知識を有した設計者の技術を融合させる制御としてファジィ制御が有効であった。この制御を用いることにより時代にマッチした省エネルギー、クリーンな排ガス化を実現できた。

4 章は、下水汚泥流動層炉排ガスの廃熱回収方法として最も多く採用されている

シェル&チューブ式熱交換器の研究開発であった。地球温暖化物質として亜酸化窒素の発生を抑制するために炉内高温燃焼(850℃)が求められている。高温燃焼のためには高温排ガスー高温燃焼空気回収技術が必要であり高温に耐える熱交換器の研究開発を行った。高温化する前の温度領域でも熱交換器は、熱応力による破損などのトラブルがあった。まず現状のトラブルの解析と高温腐食の調査を行った。熱応力によるトラブルは、高温側管板部分の溶接部にクラックが発生し空気が漏れるトラブルであった。高温腐食は、低融点塩化物のデポジットによる熔融塩腐食であった。腐食のピークは600～650℃の温度範囲にありこの温度域を避けた設計をするかインコネル 625 等の耐腐食材料を用いる必要があることを実験で確認した。高温熱交換器は、現状の熱応力で破損している高温管板部分を冷却する管板冷却方式の研究開発を行い実機にも採用して約7年間順調に稼働している。

5 章は、乾燥ー流動や溶融炉の前処理乾燥機用として多く用いられている蒸気乾燥機の性能アップを目的にした研究であった。乾燥機内の汚泥挙動をトレーサを投入して槽列モデルで解析を行った。その結果、汚泥の戻り量を定量化し、乾燥機内各ゾーンの蒸発速度を正確に算出できた。この解析結果から機体前半部はブレードの空間部を減らして伝熱面積を増加させ、機体後半部は汚泥の充てん量を増加させる設計変更を行えば乾燥機の性能をアップできることが判明した。その結果をそれ以降の乾燥機の設計に反映し実機は約10%性能をアップして順調に稼働中である。

6 章、7 章は、排ガス中の有害物質、特にN化合物の挙動と削減に関する研究であった。下水汚泥中のN分は、重油や石炭中のN分と比較して多く固形物当たり3～10%含まれている。このN分は90%以上が揮発性であり汚泥焼却炉からシアン化水素、窒素酸化物、亜酸化窒素などの排出が懸念されたので実験によってこれらのガスの挙動を把握し発生を抑制する条件をみつけることが研究の目的であった。汚泥中のS分は、硫黄酸化物として排ガスから排出されて排ガス処理装置で処理される。一方汚泥中のN分から排出される窒素酸化物の処理はコストが高く排出を抑制する燃焼制御が求められていた。シアン化水素も排煙処理で排ガスから除去することは可能であるが洗煙排水を水処理に返流すると微生物に悪影響を与えるので焼却炉から出さないようにする必要ある。汚泥中のN分は、HCN、NH₃の熱分解第1物質になり、フリーボード温度700℃で発生量は最大となった。それ以上の温度では酸化されて温度の上昇と共にNO_x、N₂O、N₂に分解した。800℃以下の温度ではHCNの分解が不十分であり排煙処理塔で苛性ソーダと反応し排水側に移行する。炉の立ち上げ時などには温度が十分に上がっていないので注意が必要であった。NO_xは、石灰汚泥や鉄含有汚泥では発生量が増加する傾向にあったが、実験によって40ppm以下の発生量に制御できる条件を把握できた。N₂Oは、下水汚泥焼却炉から大量に発生していたが、炉内温度を850℃に上げれば大幅に削減できた。さらに燃焼空気を600℃から700℃に上げて補助燃料の増加を避けて炉内温度を850℃に上げると下水汚泥焼却炉から

発生している N_2O を CO 換算で 69%、エアレーションを含めると下水処理場から発生している N_2O の 52%を削減できる。

下水汚泥焼却炉から排出されるダイオキシンについても調査を行い、炉からの排出量は極微量であり二次生成反応による排出もほとんどなく焼却灰に排出されるダイオキシンも極微量である結果を得た。脱水汚泥中にはダイオキシンが多く含まれているので汚泥焼却炉は、汚泥中のダイオキシンをむしろ分解している結果になった。

8 章は、下水汚泥の焼却によって年間固形物ベースで 156 万トン発生する焼却灰から有害重金属の溶出を防止する研究であった。下水汚泥焼却灰の有効利用を促進するためには焼却灰に含まれる微量有害金属への対策が必要である。微量有害金属で問題になっているのは砒素とセレンでありこの二つの有害金属を土壤環境基準以下の溶出量に抑える方法とその装置化に向けた研究開発を行い、有効利用が増加する道をひらくのが目的であった。焼却灰からの溶出量にもよるが As、Se の溶出量が原灰で埋立基準値 (0.3 mg/ℓ) をオーバーしてそれぞれ 0.3, 0.45mg/ℓ の溶出量を示した焼却灰に硫酸第一鉄 3%、チオ硫酸ナトリウム 1%を添加・混合し 150~200℃で 30 分程度加熱処理すれば土壤環境基準値 (0.001 mg/ℓ 以下) 以下に溶出量を抑えることができ、酸性雨に対しても安定であることが検証できた。

9 章は、流動層炉の一種であるが従来の流動層 (バブリング流動層) とは異なる循環流動層の研究開発であった。循環流動層炉は、固形物を燃焼させる炉として用いられてきた。高含水率の下水汚泥を燃焼させるには補助燃料が必要であり、固形廃棄物を化石燃料の代替燃料として用いることが可能であることを実証することを目的にした研究であった。そのために下水汚泥と固形廃棄物を循環流動層炉で混焼させる実験を行い下水汚泥と固形廃棄物を安定的に処理できることを確認した。また石灰石を炉内に吹込み炉内乾式脱硫を行い 99%の脱硫率を得る条件を把握した。

テーパ型流動層炉の流動特性、流動基本数値の確認からエネルギーの効率化を目指した乾燥—流動システム、焼却・熔融炉の前処理乾燥機の性能アップのための乾燥機内汚泥挙動の解析と各ゾーン別乾燥速度の解析、ファジィ推論に基づく制御、熱交換器の熔融塩腐食と高温熱交換器の開発、排ガス中の N 分の挙動、焼却灰から As、Se の溶出防止、次世代型の循環流動層炉の研究開発と広い範囲の研究を行った。

省エネルギー・省資源化を目指してきた下水汚泥焼却炉の課題は、今後も持続的な課題として続いて行くと考える。エネルギーの効率化を目指した乾燥—流動システム、高温熱交による高温排ガス・高温燃焼空気回収、他の廃棄物との混焼、焼却灰からの重金属類の溶出防止などの研究を行ってきたがこれらの研究が課題解決の一助になれば幸いである。

謝辞

本論文は、株式会社クボタに在職中に行った研究開発をまとめたものです。クボタ在職中にこの研究にいっしょに取り組んで頂いた先輩、同僚、後輩にまず謝意を表します。

京都大学大学院工学研究科都市環境工学専攻教授津野洋博士、京都大学大学院工学研究科都市環境工学専攻教授高岡昌輝博士、京都大学大学院工学研究科附属流域圏総合環境質研究センター教授田中宏明博士には、本論文作成にあたり、数えきれないほどの適切なご助言とご指導を頂きました。深く感謝いたします。

株式会社クボタの大先輩である清水洽博士には多くの叱咤激励を頂きました。そのお陰で論文を完成させることができました有難う御座いました。

泉州工機株式会社の栗原社長には英文論文では厳しいチェックを頂きまた何かと気を使って頂き深く感謝します。

参考資料－１ 熱収支計算

流動床焼却炉R-2型〈排ガス冷却器有、流動空気２段予熱、バグフィルタ〉版

焼却能力	100.0	ton/day
炉運転時間	24	hr/day

処理汚泥名称 1	生、余剰混合直接脱水汚泥
処理汚泥名称 2	(ベルトプレス脱水汚泥)

基準温度	20	℃	固定です。0℃には対応していません。
------	----	---	--------------------

汚泥性状

ケーキ水分	63.8	%	
可燃分	60	%	
ケーキ発熱量(高位)	3,305	kcal/kg・ds	計算値利用 (計算式 Hh=58.3V-193 V:可燃分率)
ケーキ成分 炭素 C	53.6	%	
水素 H	6.8	%	
窒素 N	8.0	%	
酸素 O	30.6	%	
硫黄 S	1.0	%	
計	100.0	%	

補助燃料

発熱量(高位)	10,800	kcal/kg
ケーキ成分 炭素 C	85.4	%
水素 H	12.6	%
窒素 N	0.4	%
酸素 O	0.7	%
硫黄 S	0.9	%
計	100.0	%
燃料比重	0.80	kg/L

空気

窒素 N ₂	79.1	vol%
酸素 O ₂	20.9	vol%

その他条件

炉出口ガス温度	850	℃	(800～850℃)
予熱器出口空気温度	370	℃	(500～650℃)
炉入口予熱空気温度	350	℃	(予熱器出口空気温度以下)
排ガス冷却器出口ガス温度	780	℃	
白煙防止予熱器出口ガス温度	300	℃	(250～350℃)
白煙防止器出口空気温度	250	℃	(200～300℃)
空気比	1.30	—	
白煙防止条件 温度(通常地域)	0	℃	白煙防止条件の選択
白煙防止条件 湿度(通常地域)	70	%	0℃、70%の条件
白煙防止条件 温度(寒冷地)	0	℃	
白煙防止条件 湿度(寒冷地)	100	%	
排ガス冷却器 放射熱量	3	% (対交換熱量)	
空気予熱器 放射熱量	7	% (対交換熱量)	
白防防止用熱交換器 放射熱量	5	% (対交換熱量)	(5～7%)
バグフィルタ入口 温度	200	℃	
バグフィルタ出口 ばいじん濃度	0.02	g/Nm ³ -dg	
排煙処理塔出口ガス ばいじん除去率	0	%	バグフィルタの場合、通常0%とする。
排煙処理塔 SOx除去率	95	%	
排煙処理塔 排水温度	45	℃	
煙突出口 NOx濃度	50	ppm (表示のみ)	
苛性ソーダ濃度	48	%	

排ガス冷却器出口ガス温度の収束幅 ±	0.10	℃
空気予熱器出口ガス温度の収束幅 ±	1.00	℃
煙突出口ガス温度の収束幅 ±	1.00	℃

1. 各施設毎の熱収支、物質収支計算を行い、その結果より施設容量を決定する。

2. 熱収支、物質収支計算例

(1) 設計条件

ア) 炉形式及びフロー	流動床焼却炉 R-2 型 (高温熱回収型)
イ) 焼却能力	100.0 ton/day
ウ) 処理汚泥	生、余剰混合直接脱水汚泥 (ベルトプレス脱水汚泥)
エ) 汚泥性状	
ケーキ水分	64 %
可燃分	60 %
ケーキ発熱量	3305 kcal/kg・ds (高位) = SHCV 13837 kJ/kg・ds (高位) 発熱量が不明な場合には次式による $Hh = 58.3V - 193^{**} \quad (\text{kcal/kg})$ $= (58.3V - 193^{**}) \times 4.1868 \quad (\text{kJ/kg})$ V : 可燃分率 (%)
ケーキ成分 ^{**} (可燃分当たり)	炭素 C : 53.6 % 水素 H : 6.8 % 窒素 N : 8.0 % 酸素 O : 30.6 % 硫黄 S : 1.0 %
オ) 補助燃料	A 重油
発熱量 (高位)	10800 kcal/kg = FHCV 45217 kJ/kg
重油成分	炭素 C : 85.4 % 水素 H : 12.6 % 窒素 N : 0.4 % 酸素 O : 0.7 % 硫黄 S : 0.9 %
密 度	0.80 kg/L
カ) 炉運転時間	24 hr/day

キ) 空 気

温 度 20 ℃

湿 度 0.01 kg-H₂O/kg-da

水蒸気密度 0.804 kg/Nm³ とする

乾き空気成分 ^{**}	窒素	N ₂ :	78.084 vol%	75.47 wt%
	酸素	O ₂ :	20.948 vol%	23.20 wt%
	アルゴン	Ar :	0.934 vol%	1.28 wt%
	二酸化炭素	CO ₂ :	0.033 vol%	0.046 wt%
	その他	:	0.001 vol%	0.004 wt%
	乾燥空気密度		1.2932 kg/Nm ³	

本計算では、微量成分を除いた下記成分により計算するものとする。

窒素	N ₂ :	79.1 vol%	76.8 wt%
酸素	O ₂ :	20.9 vol%	23.2 wt%

乾き空気比重 1.29 kg/Nm³

ク) 炉の放散熱率 η_1 (T : 炉規模 ton/day)

(入熱に対して)	15 ≤ T < 30	12 %
	30 ≤ T < 50	10 %
	50 ≤ T < 100	7 %
	100 ≤ T	5 %

* 汚泥焼却炉の省エネルギー化に関する調査報告書より

** 改訂 4 版化学便覧基礎編 II より

(2) 熱収支計算条件

ア) ケーキ量

$$S_c = 100 \times 1000 \times \frac{1}{24} = 4167 \text{ kg/hr}$$

イ) ケーキ中水分

$$S_w = 4167 \times 0.64 = 2667 \text{ kg/hr}$$

ウ) ケーキ中固形物量

$$S_s = 4167 - 2667 = 1500 \text{ kg/hr}$$

エ) ケーキ固形分中可燃分

$$S_v = 1500 \times 0.60 = 900 \text{ kg/hr}$$

オ) 灰 分

$$S_a = 1500 - 900 = 600 \text{ kg/hr}$$

カ) ケーキ発熱量

$$\begin{aligned} \text{SHCV} &= 3305 \text{ kcal/kg} \cdot \text{ds (高位)} \\ &= 13837 \text{ kJ/kg} \cdot \text{ds (高位)} \end{aligned}$$

キ) ケーキ可燃分の理論乾き空気量

$$\begin{aligned} S_{ta} &= 11.49 \times C + 34.5 \times (H - O/8) + 4.31 \times S \\ &= 11.49 \times 0.536 + 34.5 \times (0.068 - 0.306/8) + 4.31 \times 0.010 \\ &= 7.23 \text{ kg/kg (可燃分)} \end{aligned}$$

ク) ケーキ可燃分の理論乾き燃焼ガス量

$$\begin{aligned} S_{td} &= 12.49 \times C + 26.5 \times H - 3.31 \times O + 5.31 \times S + N \\ &= 12.49 \times 0.536 + 26.5 \times 0.068 - 3.31 \times 0.306 + 5.31 \times 0.010 + 0.080 \\ &= 7.62 \text{ kg/kg (可燃分)} \end{aligned}$$

ケ) ケーキ燃焼時の生成水分

$$\begin{aligned} S_{tw} &= 9 \times H \\ &= 9 \times 0.068 \\ &= 0.61 \text{ kg/kg} \end{aligned}$$

コ) ケーキ可燃分の理論乾き燃焼ガス成分

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= S_v \times 0.536 / 12.011 = 0.0446 S_v \text{ kmol/hr} \\ &= 40.14 \text{ kmol/hr} \\ &= 1766.52 \text{ kg/hr} \\ &= 899.70 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= S_v \times 0.010 / 32.066 = 0.0003 S_v \text{ kmol/hr} \\ &= 0.27 \text{ kmol/hr} \\ &= 17.30 \text{ kg/hr} \\ &= 6.05 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 &= S_v \times (7.23 \times 0.768 + 0.080) / (14.008 \times 2) \\ &= 0.2011 S_v \text{ kmol/hr} \\ &= 180.99 \text{ kmol/hr} \\ &= 5070.62 \text{ kg/hr} \\ &= 4056.73 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CO}_2 &= 18.13 \text{ vol}\% & 25.77 \text{ wt}\% \\
\text{SO}_2 &= 0.12 \text{ vol}\% & 0.25 \text{ wt}\% \\
\text{N}_2 &= 81.75 \text{ vol}\% & 73.98 \text{ wt}\% \\
(1766.52 + 17.30 + 5070.62) / (899.7 + 6.05 + 4056.73) &= 1.3813 \\
\text{乾き燃焼ガス密度} &= 1.38 \text{ kg/Nm}^3
\end{aligned}$$

サ) 補助燃料の理論乾き空気量

$$\begin{aligned}
F_{ta} &= 11.49 \times C + 34.5 \times (H - O/8) + 4.31 \times S \\
&= 11.49 \times 0.854 + 34.5 \times (0.126 - 0.007/8) + 4.31 \times 0.009 \\
&= 14.17 \text{ kg/kg}
\end{aligned}$$

シ) 補助燃料の理論乾き燃焼ガス量

$$\begin{aligned}
F_{td} &= 12.49 \times C + 26.5 \times H - 3.31 \times O + 5.31 \times S + N \\
&= 12.49 \times 0.854 + 26.5 \times 0.126 - 3.31 \times 0.007 + 5.31 \times 0.009 + 0.004 \\
&= 14.03 \text{ kg/kg}
\end{aligned}$$

ス) 補助燃料燃焼時の生成水分

$$\begin{aligned}
F_{tw} &= 9 \times H \\
&= 9 \times 0.126 \\
&= 1.13 \text{ kg/kg}
\end{aligned}$$

セ) 補助燃料の理論乾き燃焼ガス成分

$$\begin{aligned}
\text{CO}_2 &= F \times 0.854 / 12.011 = 0.0711 F \text{ kmol/hr} \\
&= 3.129 F \text{ kg/hr} \\
&= 1.594 F \text{ Nm}^3/\text{hr}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{SO}_2 &= F \times 0.009 / 32.066 = 0.0003 F \text{ kmol/hr} \\
&= 0.019 F \text{ kg/hr} \\
&= 0.007 F \text{ Nm}^3/\text{hr}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{N}_2 &= F \times (14.17 \times 0.768 + 0.004) / (14.008 \times 2) \\
&= 0.3886 F \text{ kmol/hr} \\
&= 10.887 F \text{ kg/hr} \\
&= 8.710 F \text{ Nm}^3/\text{hr}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CO}_2 &= 15.46 \text{ vol}\% & 22.29 \text{ wt}\% \\
\text{SO}_2 &= 0.07 \text{ vol}\% & 0.14 \text{ wt}\% \\
\text{N}_2 &= 84.48 \text{ vol}\% & 77.57 \text{ wt}\% \\
14.035 F / 10.311 F &= 1.3612 \\
\text{乾き燃焼ガス密度} &= 1.36 \text{ kg/Nm}^3
\end{aligned}$$

ソ) 水の蒸発潜熱

温 度： °C	0	20	40	100
蒸発潜熱(L)：(kcal/kg-H ₂ O)	598	586	575	539
(kJ/kg-H ₂ O)	2504	2453	2407	2257

タ) 各条件

T ₀ : 基準温度	20 °C (または 0 °C 基準)
T _a : 大気温度	20 °C
H ₀ : 大気湿度	0.01 kg-H ₂ O/kg-da
H ₄₀ : 飽和水蒸気量(40°C)	0.0488 kg-H ₂ O/kg-dg
T _c : ケーキ供給温度	20 °C
T ₁ : 炉出口ガス温度	850 °C (800~850°C)
T ₈ : 予熱器出口空気温度	370 °C (500~650°C)
T _{rc} : 炉入口予熱空気温度	350 °C (T ₈ 以下)
T _{gc} : 排ガス冷却器出口ガス温度	780 °C
T ₃ : 白煙防止予熱器出口ガス温度	300 °C (250~350°C)
T ₉ : 白煙防止器出口空気温度	250 °C (200~300°C)
T ₄ : バグフィルタ入口温度	200 °C
T ₆ : 排煙処理塔出口ガス温度	40 °C
T _h : 排煙処理塔排水温度	45 °C
T _w : 冷却水入口温度	20 °C
m : 空気比	1.3
C _w : 水の比熱	1.0 kcal/kg-°C 4.19 kJ/kg-°C
C _{as} : 排ガス中灰分の比熱	0.2 kcal/kg-°C 0.84 kJ/kg-°C
C _s : 排ガス中の水蒸気比熱	添付グラフ(20°C基準)による。
C _a : 乾き空気の比熱	
C _g : 燃焼乾きガス比熱	
Tr : 流動ブロワ出口温度	
白煙防止条件	50 °C 0 °C, 70 %

(寒冷地の場合、0 °C, 100 % とする)

■ (3) 熱収支計算

ア) 入 熱

① ケーキの燃焼熱量

$$\begin{aligned}
 Q_{I1} &= S_s \times SHCV \\
 &= 1500 \times 3305 \\
 &= 4957500 \text{ kcal/hr} \\
 &= 20756061 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

②補助燃料燃焼熱量

$$\begin{aligned} Q_{I2} &= F \times \text{FHCV} \\ &= 10800 F \text{ kcal/hr} \\ &= 45217 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

③燃焼用乾き空気の保有熱量

$$\begin{aligned} Q_{I3} &= (S_v \times S_{ta} + F \times F_{ta}) \times m \times (T_{rc} - T_0) \times C_a \\ &= (900 \times 7.23 + F \times 14.17) \times 1.3 \times (350 - 20) \times 0.249 \\ &= 695084 + 1513.7 F \text{ kcal/hr} \\ &= 2910178 + 6337.6 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

④燃焼用空気水分の保有潜熱熱量

$$\begin{aligned} Q_{I4} &= (S_v \times S_{ta} + F \times F_{ta}) \times m \times H_0 \times \{ (T_{rc} - T_0) \times C_s + 586 \} \\ &= (900 \times 7.23 + F \times 14.17) \times 1.3 \times 0.01 \times \{ (350 - 20) \times 0.469 + 586 \} \\ &= 62662 + 136.5 F \text{ kcal/hr} \\ &= 262353 + 571.5 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

⑤入熱合計 (①+②+③+④)

$$\begin{aligned} Q_{I5} &= Q_{I1} + Q_{I2} + Q_{I3} + Q_{I4} \\ &= 4957500 + 10800 F + 695084 + 1513.7 F + 62662 + 136.5 F \\ &= 5715246 + 12450.2 F \text{ kcal/hr} \\ &= 23928592 + 52126.0 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

イ) 出 熱

①乾き燃焼ガスの持ち去る熱量

$$\begin{aligned} Q_{O1} &= S_v \times S_{td} \times (T_1 - T_0) \times C_{g1} + F \times F_{td} \times (T_1 - T_0) \times C_{g2} \\ &\quad + (S_v \times S_{ta} + F \times F_{ta}) \times (m - 1) \times (T_1 - T_0) \times C_{g3} \\ &= 900 \times 7.62 \times (850 - 20) \times 0.267 + F \times 14.03 \times (850 - 20) \times 0.268 \\ &\quad + (900 \times 7.23 + F \times 14.17) \times (1.3 - 1) \times (850 - 20) \times 0.267 \\ &= 1952406 + 4062.9 F \text{ kcal/hr} \\ &= 8174333 + 17010.5 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

②燃焼用空気水分の保有潜熱熱量

$$\begin{aligned} Q_{O2} &= (S_v \times S_{ta} + F \times F_{ta}) \times m \times H_0 \times \{ (T_1 - T_0) \times C_s + 586 \} \\ &= (900 \times 7.23 + F \times 14.17) \times 1.3 \times 0.01 \times \{ (850 - 20) \times 0.521 + 586 \} \\ &= 86150 + 187.6 F \text{ kcal/hr} \\ &= 360693 + 785.4 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

③ ケーキ水分の潜顕熱量

$$\begin{aligned} Q_{03} &= S_w \times \{ (100 - T_0) + 539 + (T_1 - T_0) \times C_{s1} - (100 - T_0) \times C_{s2} \} \\ &= 2667 \times \{ (100 - 20) + 539 + (850 - 20) \times 0.521 - (100 - 20) \times 0.451 \} \\ &= 2707938 \text{ kcal/hr} \\ &= 11337595 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

④ ケーキ燃焼生成水分潜顕熱量

$$\begin{aligned} Q_{04} &= S_v \times S_{tw} \times \{ (100 - T_0) + 539 + (T_1 - T_0) \times C_{s1} - (100 - T_0) \times C_{s2} \} \\ &= 900 \times 0.61 \times \{ (100 - 20) + 539 + (850 - 20) \times 0.521 - (100 - 20) \times 0.451 \} \\ &= 557427 \text{ kcal/hr} \\ &= 2333835 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

⑤ 補助燃料燃焼生成水分潜顕熱量

$$\begin{aligned} Q_{05} &= F \times F_{tw} \times \{ (100 - T_0) + 539 + (T_1 - T_0) \times C_{s1} - (100 - T_0) \times C_{s2} \} \\ &= F \times 1.13 \times \{ (100 - 20) + 539 + (850 - 20) \times 0.521 - (100 - 20) \times 0.451 \} \\ &= 1147.3 F \text{ kcal/hr} \\ &= 4803.5 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

⑥ 灰の持出熱量

$$\begin{aligned} Q_{06} &= S_a \times (T_1 - T_0) \times C_{as} \\ &= 600 \times 830 \times 0.2 \\ &= 99600 \text{ kcal/hr} \\ &= 417005 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

⑦ 炉の放散熱量

$$\begin{aligned} Q_{07} &= Q_{I5} \times \eta_1 \\ &= (5715246 + 12450.2 F) \times 0.05 \\ &= 285762 + 622.5 F \text{ kcal/hr} \\ &= 1196428 + 2606.3 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

⑧ 出熱合計 (① + ② + ③ + ④ + ⑤ + ⑥ + ⑦)

$$\begin{aligned} Q_{08} &= Q_{01} + Q_{02} + Q_{03} + Q_{04} + Q_{05} + Q_{06} + Q_{07} \\ &= 1952406 + 4062.9 F + 86150 + 187.6 F + 2707938 + 557427 + 1147.3 F + 99600 \\ &\quad + 285762 + 622.5 F \\ &= 5689283 + 6020.3 F \text{ kcal/hr} \\ &= 23819890 + 25205.8 F \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

ウ) 補助燃料必要量

入熱＝出熱より

$$5715246 + 12450.2 F = 5689283 + 6020.3 F$$

$$F = 0.0 \text{ kg/hr}$$

$$= 0.0 / 0.80 = 0.0 \text{ L/hr}$$

エ) 炉出口排ガス量

① ケーキ燃焼乾きガス量

$$DGc = Sv \times Std$$

$$= 900 \times 7.62$$

$$= 6858 \text{ kg/hr}$$

$$= 6858 / 1.38 = 4970 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

② 補助燃料燃焼乾きガス量

$$DGf = F \times Ftd$$

$$= 0.0 \times 14.03$$

$$= 0 \text{ kg/hr}$$

$$= 0 / 1.36 = 0 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

③ 過剰乾き空気量

$$DGae = (Sv \times Sta + F \times Fta) \times (m - 1.0)$$

$$= (900 \times 7.23 + 0.0 \times 14.17) \times 0.3$$

$$= 1952 \text{ kg/hr}$$

$$= 1952 / 1.29 = 1513 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

④ 燃焼用空気水分

$$HGa = (Sv \times Sta + F \times Fta) \times m \times H_0$$

$$= (900 \times 7.23 + 0.0 \times 14.17) \times 1.3 \times 0.01$$

$$= 85 \text{ kg/hr}$$

$$= 85 / 0.804 = 106 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

⑤ ケーキ燃焼生成水分

$$HGc = Sv \times Stw$$

$$= 900 \times 0.61$$

$$= 549 \text{ kg/hr}$$

$$= 549 / 0.804 = 683 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

⑥ 補助燃料燃焼生成水分

$$\begin{aligned} \text{HGf} &= \text{F} \times \text{Ftw} \\ &= 0.0 \times 1.13 \\ &= 0 \text{ kg/hr} \\ &= 0 / 0.804 = 0 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

⑦ 乾きガス量

$$\begin{aligned} \text{DG1} &= \text{DGc} + \text{DGf} + \text{DGae} \\ &= 6858 + 0 + 1952 \\ &= 8810 \text{ kg/hr} \\ &= 4970 + 0 + 1513 \\ &= 6483 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

⑧ 水蒸気量

$$\begin{aligned} \text{HG1} &= \text{HGa} + \text{HGc} + \text{HGf} + \text{Sw} \\ &= 85 + 549 + 0 + 2667 \\ &= 3301 \text{ kg/hr} \\ &= 106 + 683 + 0 + 2667 / 0.804 \\ &= 4106 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

⑨ 湿りガス量

$$\begin{aligned} \text{G1} &= \text{DG1} + \text{HG1} \\ &= 8810 + 3301 \\ &= 12111 \text{ kg/hr} \\ &= 6483 + 4106 \\ &= 10589 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

⑩ 焼却灰量

$$\text{Sa} = 600 \text{ kg/hr}$$

⑪ 排ガス絶対湿度

$$\begin{aligned} \text{MG} &= 3301 / 8810 \\ &= 0.3747 \text{ kg-H}_2\text{O/kg} \cdot \text{dg} \end{aligned}$$

⑫ ばいじん濃度

$$\begin{aligned} \text{Laf} &= 600 \times 1000 / 6483 \\ &= 92.5 \text{ g/Nm}^3 \cdot \text{dg} \end{aligned}$$

才) 燃烧空気量

① 燃烧用乾き空気量

$$\begin{aligned} \text{DGa} &= (\text{Sv} \times \text{Sta} + \text{F} \times \text{Fta}) \times \text{m} \\ &= (900 \times 7.23 + 0.0 \times 14.17) \times 1.3 \\ &= 8459 \text{ kg/hr} \\ &= 8459 / 1.29 = 6557 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

② 燃烧用空気水分

$$\begin{aligned} \text{HGa} &= 85 \text{ kg/hr} \\ &= 85 / 0.804 = 106 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

③ 燃烧用空気量

$$\begin{aligned} \text{Ab} &= \text{DGa} + \text{HGa} \\ &= 8459 + 85 \\ &= 8544 \text{ kg/hr} \\ &= 6557 + 106 \\ &= 6663 \text{ Nm}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

カ) 焼却炉廻りバランス

① 物質収支

入 熱	kg/hr	%	出 熱	kg/hr	%
① ケーキ供給量 S c	4167	32.8	① 乾きガス量 DG1	8810	69.3
② 燃焼用空気量 A b	8544	67.2	② 水蒸気量 HG1	3301	26.0
③ 補助燃料使用量 F	0	0.0	③ 焼却灰量 S a	600	4.7
計	12711	100	計	12711	100

② 熱収支

入 熱	×10 ³ kcal/hr kJ/hr	%	出 熱	×10 ³ kcal/hr kJ/hr	%
① ケーキの燃焼熱量 Q I1	4958 20756	86.7	① 乾き燃焼ガスの 持ち去る熱量 Q 01	1952 8174	34.2
② 補助燃料燃焼熱量 Q I2	0 0	0.0	② 燃焼用空気水分 の保有潜顕熱量 Q 02	86 361	1.5
③ 燃焼用乾き空気の 保有熱量 Q I3	695 2910	12.2	③ ケーキ水分の潜 顕熱量 Q 03	2708 11338	47.4
④ 燃焼用空気水分の 保有潜顕熱量 Q I4	63 262	1.1	④ ケーキ燃焼生成 水分潜顕熱量 Q 04	557 2334	9.8
			⑤ 補助燃料燃焼生 成水分潜顕熱量 Q 05	0 0	0.0
			⑥ 灰の持出熱量 Q 06	100 417	1.7
			⑦ 炉の放散熱量 Q 07	286 1196	5.0
計	5715 23929	100	計	5689 23820	100

参考資料-2： FEM 解析図：240t/日炉

図中の記号 a, a'：分散装置全体の相当応力 $a=\max 10, a'=\max 34$

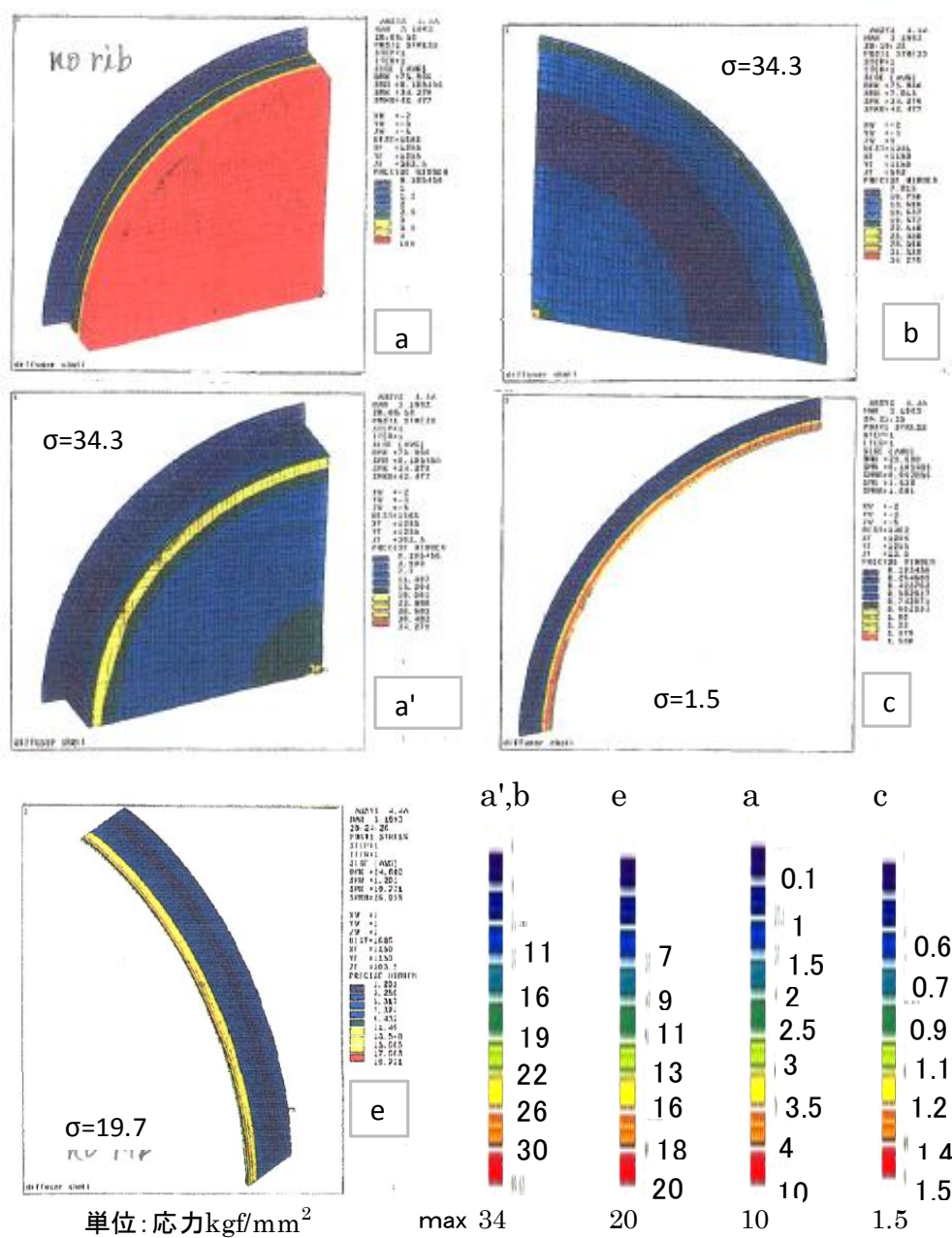
b：分散板上の相当応力 $b=\max 34$

c：底板にかかる相当応力 $c=\max 1.5$

e：側板にかかる相当応力 $e=\max 20$, 単位 $\text{kgf}/\text{mm}^2 (\times 9.8\text{N}/\text{mm}^2)$

σ は全て最大相当応力 ($\text{kgf}/\text{mm}^2 (\times 9.8\text{N}/\text{mm}^2)$) を示す

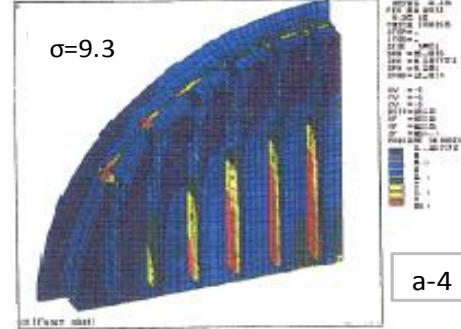
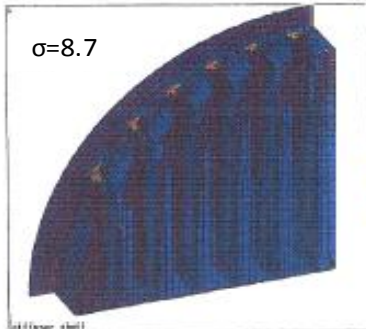
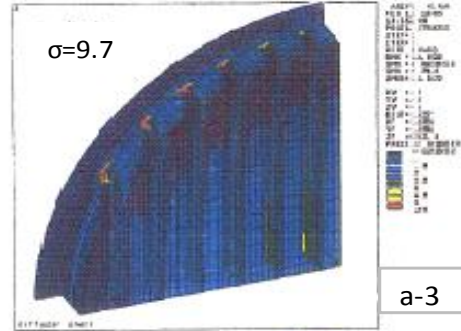
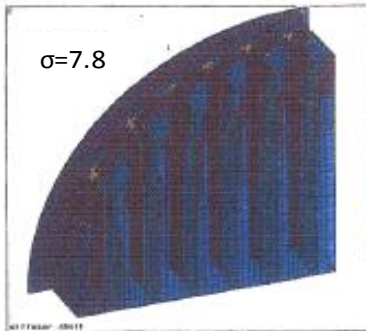
(1) リブなし 最大相当応力 ($\sigma_{\max}=34.3\text{kgf}/\text{mm}^2$)



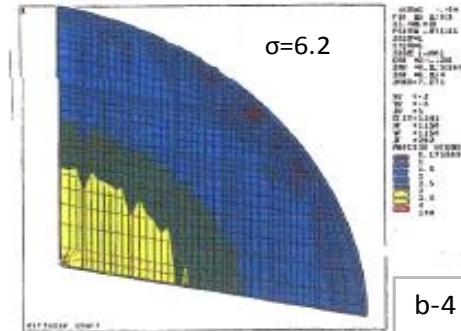
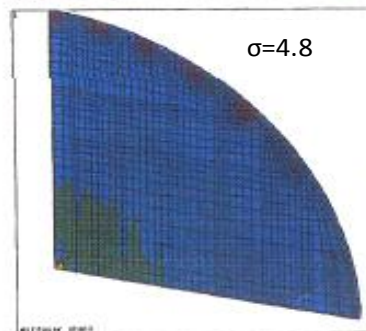
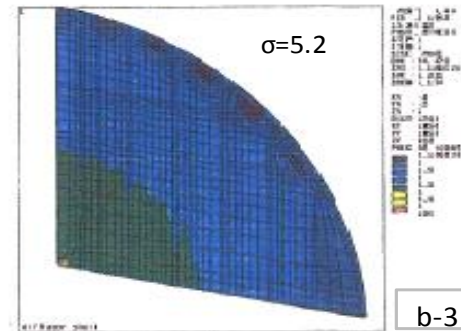
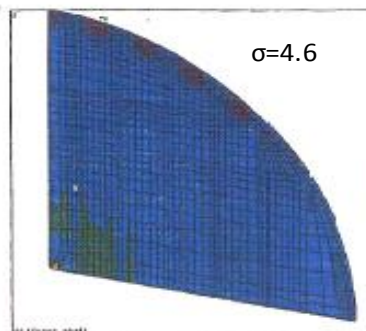
これ以降全て相当応力の図色:①の a と同じ max10 kgf/mm²
 (2) リブ高さ変更 (当初設計条件: リブ本数 12 本)

1 : リブ高さ 550mm, 2 : 450mm, 3 : 350mm, 4 : 250mm,

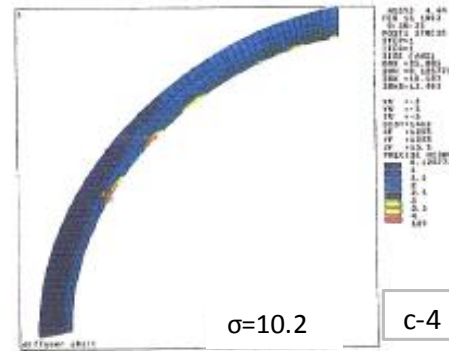
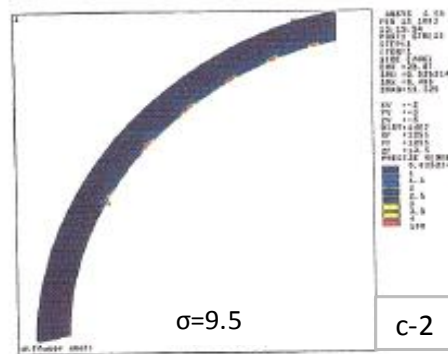
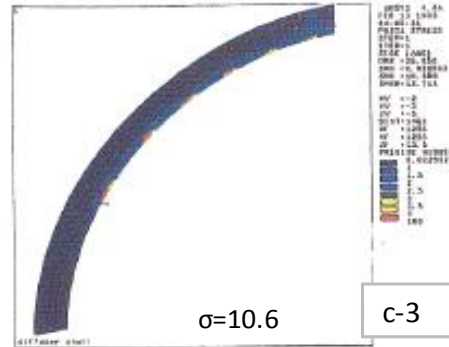
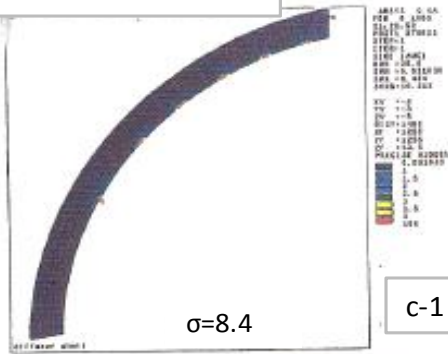
a: 分散装置全体の相当応力



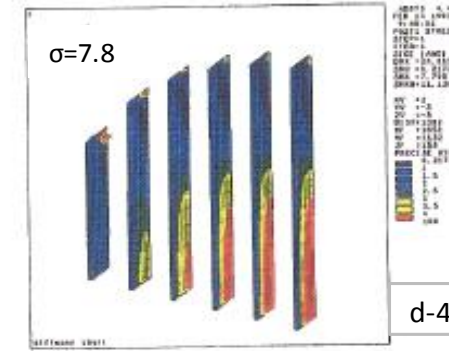
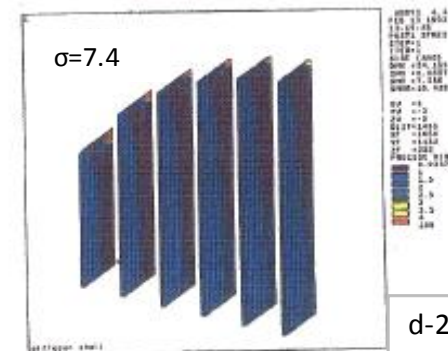
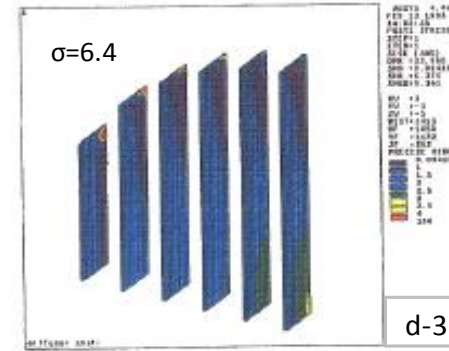
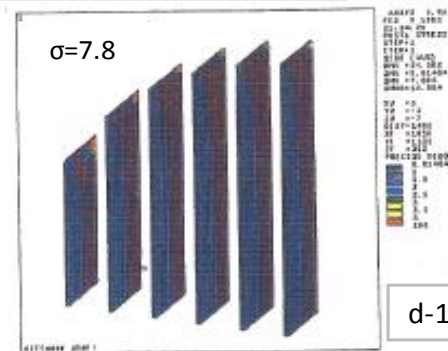
b: 分散板上の相当応力



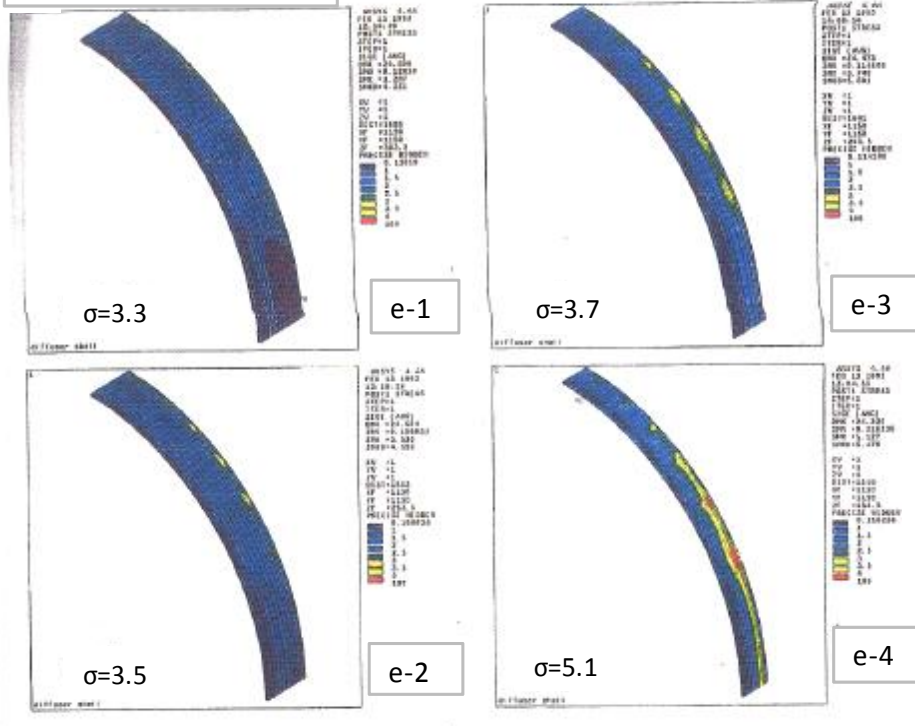
c: 底板にかかる相当応力



d: リブにかかる相当応力



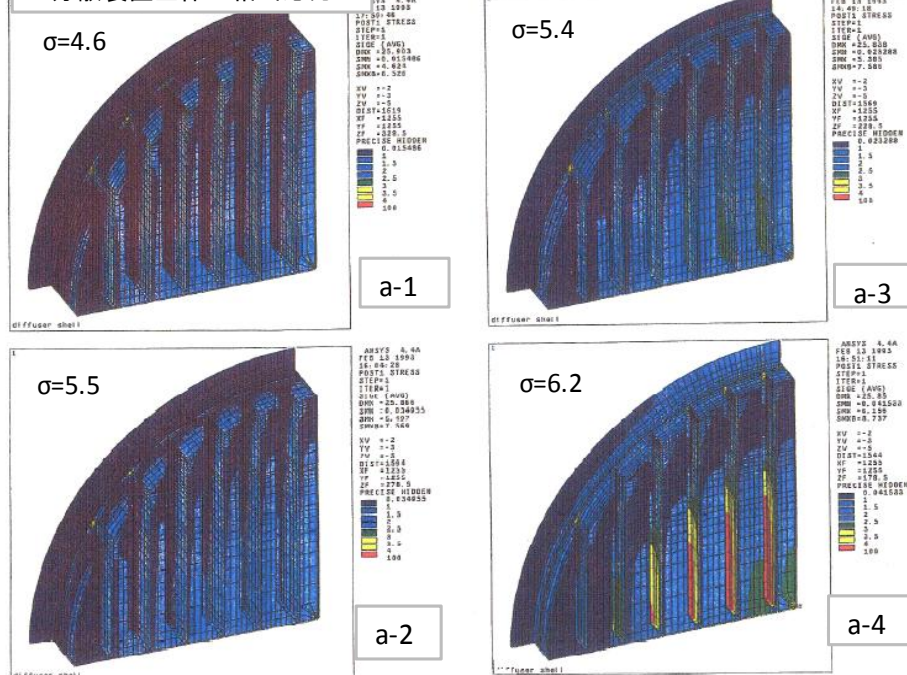
e:側板にかかる相当応力



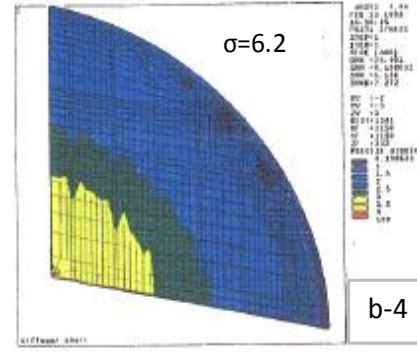
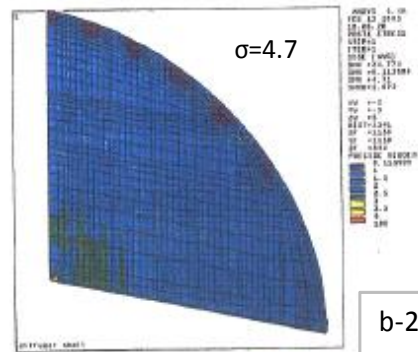
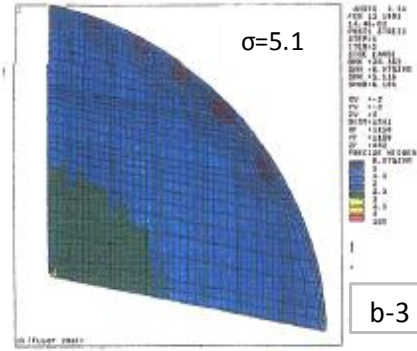
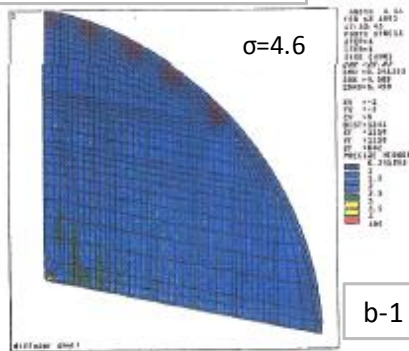
(3) 側板高さ=リブ高さ+50mm, リブ本数 12 本

1 : リブ高さ 550mm, 2 : 450mm, 3 : 350mm, 4 : 250mm

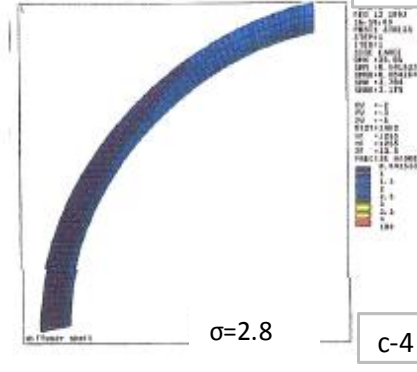
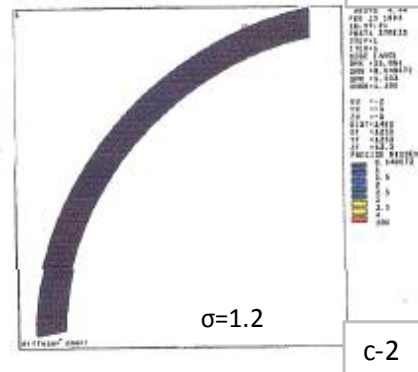
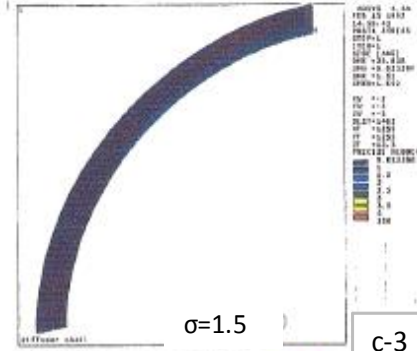
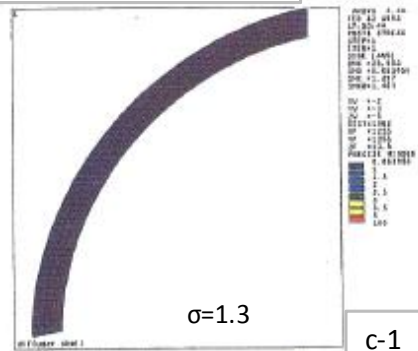
a:分散装置全体の相当応力



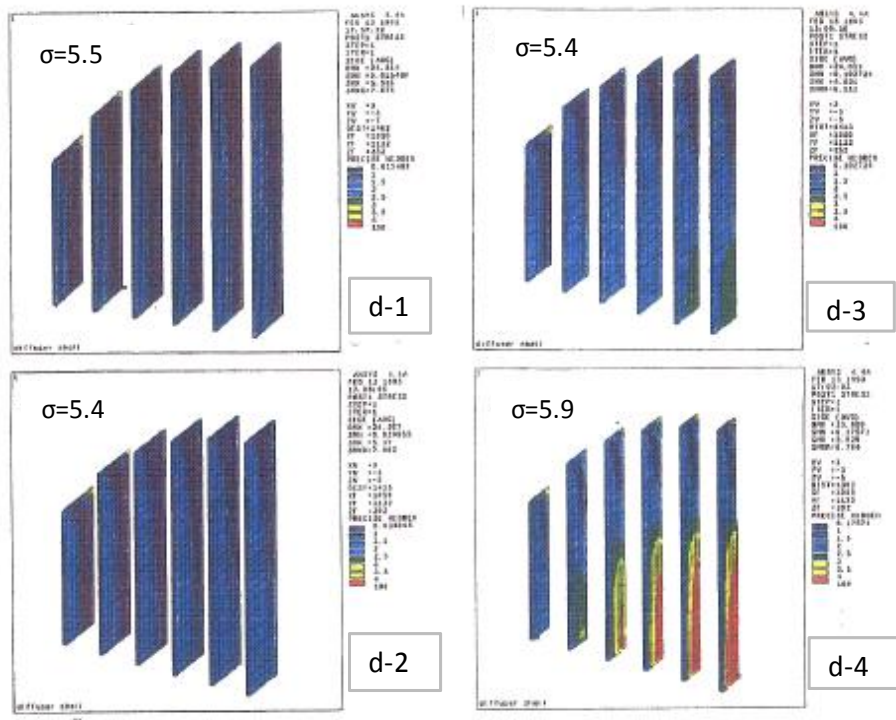
b: 分散板上の相当応力



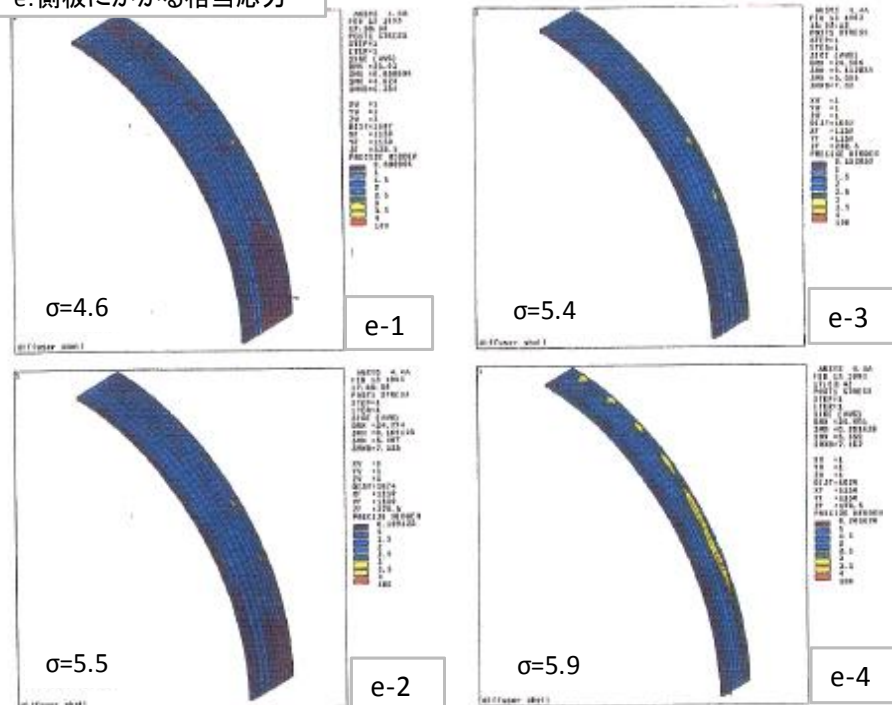
c: 底板にかかる相当応力



d: リブにかかる相当応力



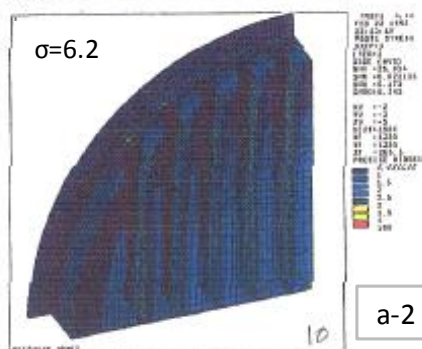
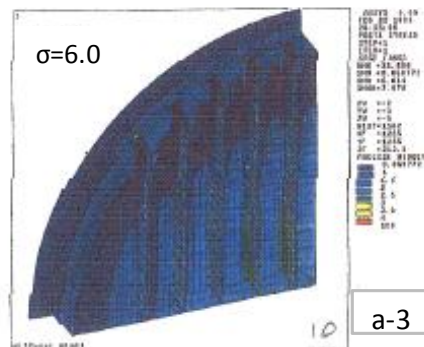
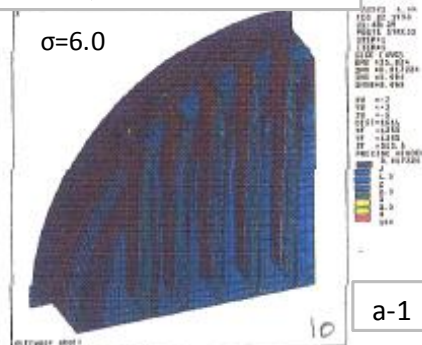
e: 側板にかかる相当応力



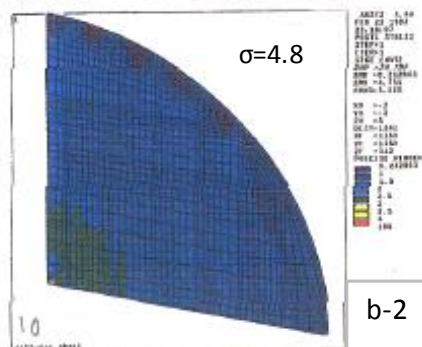
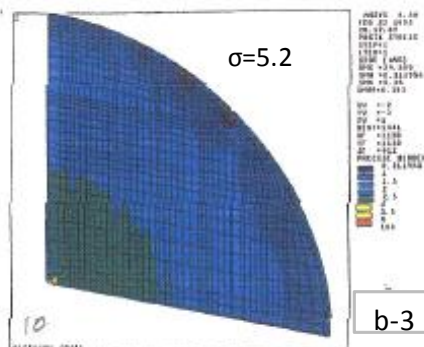
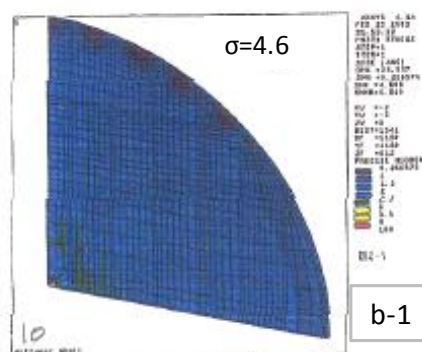
(4) リブ本数 10 本へ変更 側板高さ=リブ高さ+20mm

1 : リブ高さ 550mm, 2 : 450mm, 3 : 350mm

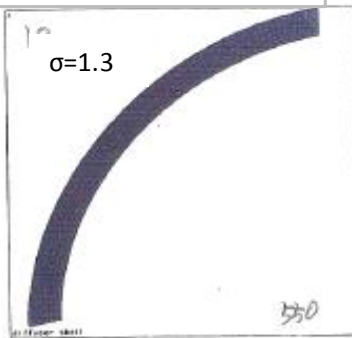
a: 分散装置全体の相当応力



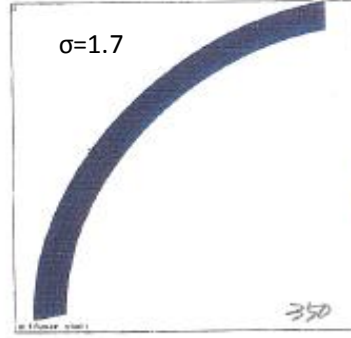
b: 分散板上の相当応力



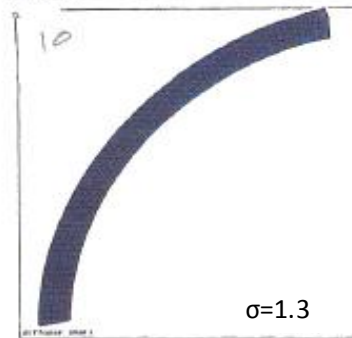
c: 底板にかかる相当応力



c-1

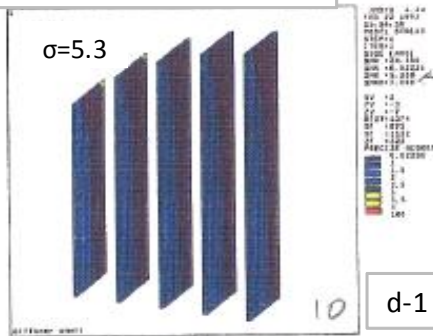


c-3

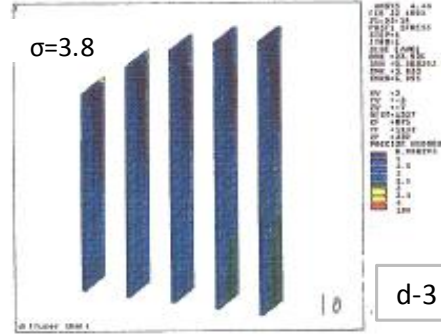


c-2

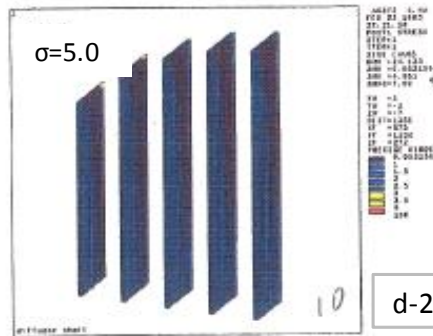
d: リブにかかる相当応力



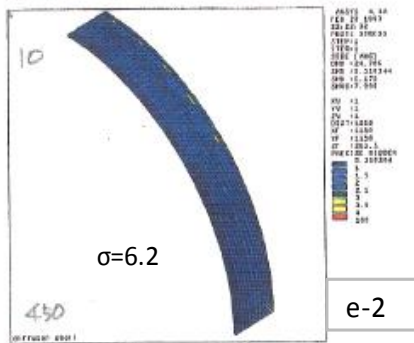
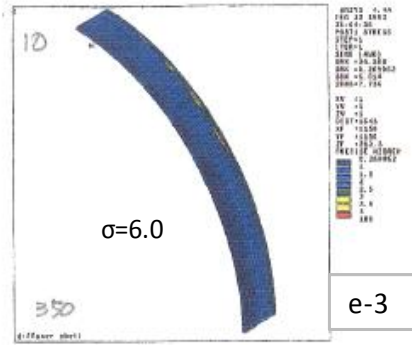
d-1



d-3

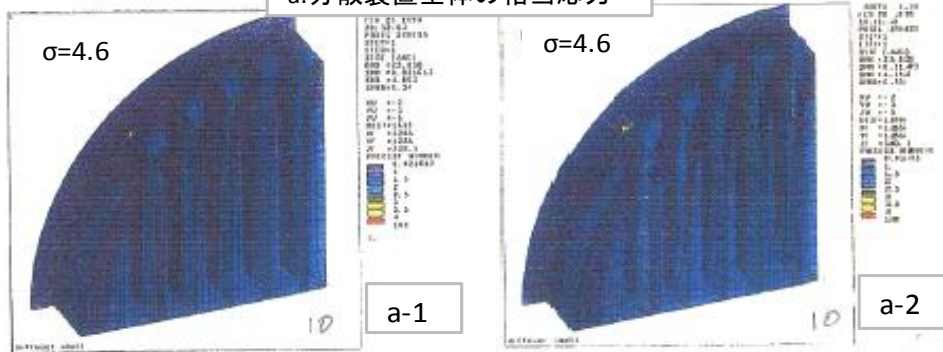


d-2

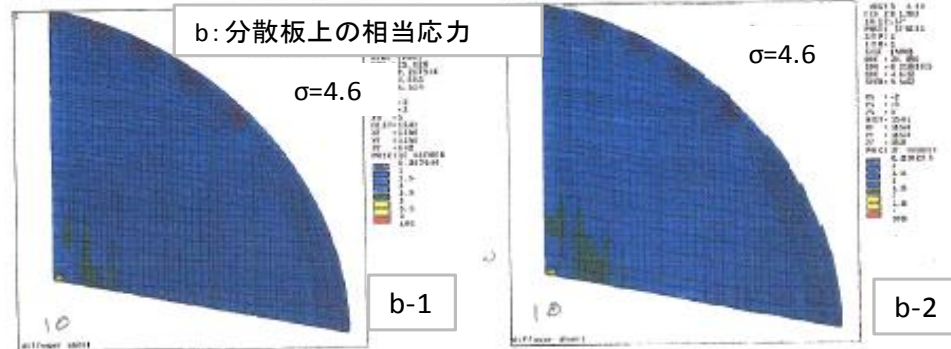


(5) リブ高さ再検討 側板高さリブ 高+50mm リブ本数 10 本
 1 : リブ高さ 550mm, 2 : 500mm

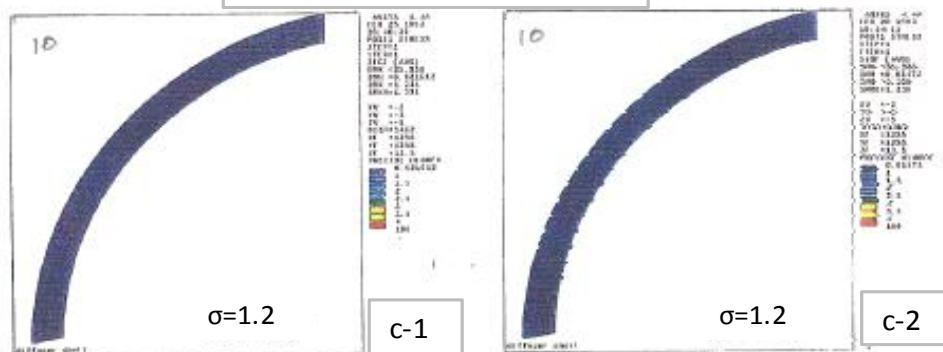
a: 分散装置全体の相当応力



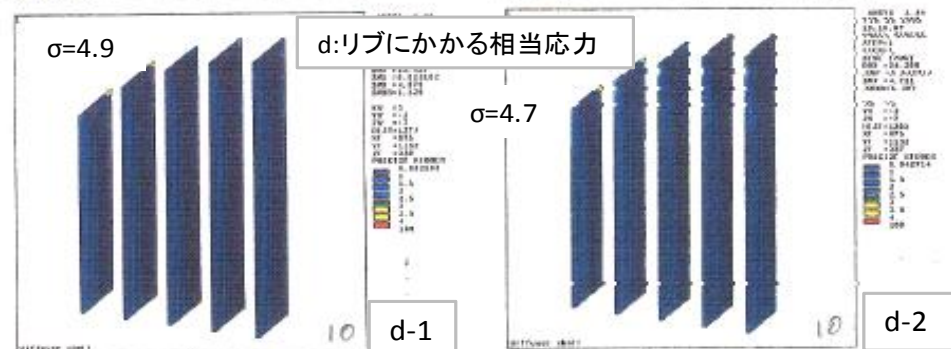
b: 分散板上の相当応力



c: 底板にかかる相当応力



d: リブにかかる相当応力



e:側板にかかる相当応力

